

Пояснювальна записка до магістерської дисертації

на тему: «Удосконалення перемішуючого пристрою для збільшення гомогенізації
середовища»

Київ - 2019 року

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Факультет біотехнології і біотехніки


Кафедра біотехніки та інженерії

Рівень вищої освіти – другий (магістерський) за освітньо-професійною програмою

Спеціальність (спеціалізація) – 133 «Галузеве машинобудування» («Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв»)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри


(підпис) В.М.Мельник
(ініціали, прізвище)

«13» грудня 2019 р.



ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студенту

Петрику Ігорю Олександровичу

1. Тема дисертації: «Удосконалення перемішуючого пристрою для збільшення гомогенізації середовища», науковий керівник дисертації Ружинська Людмила Іванівна, затверджені наказом по університету від «07» 11 2019р. №3858-с
2. Термін подання студентом дисертації: 11.12.19
3. Об'єкт дослідження: удосконалений перемішуючий пристрій.
4. Предмет дослідження: гідродинамічні процеси при перемішуванні культуральної рідини удосконаленим перемішуючим пристроєм у ферментері.
5. Перелік завдань, які потрібно розробити: літературний огляд за темою дисертації; теоретичні дослідження; комп'ютерне моделювання перемішування з використанням розробленої конструкції перемішуючого пристрою; практична реалізація розробленої конструкції; дослідження економічної доцільності виробництва і реалізації запропонованої конструкції перемішуючого пристрою.
6. Орієнтовний перелік ілюстративного матеріалу: Апаратурно-технологічна схема (А1); Ферментер. Складальне креслення (А1); Модернізований перемішуючий пристрій (А1); Кришка(А2); Корпус (А2); 3д модель ферментера (А1); Розрахунки на міцність і стійкість (А1); комп'ютерне моделювання процесів перемішування (А1);
7. Орієнтовний перелік публікацій: Патент u201907093 від 25.06.2019

8. Консультанти розділів дисертації


| Розділ | Прізвище, ініціали та посада консультанта | Підпис, дата | |
|---------------|---|---|---|
| | | завдання видав | завдання прийняв |
| Біотехнологія | Дзигун Л.П., ст. викл. |  |  |

9. Дата видачі завдання 02.09.19

Календарний план

| № з/п | Назва етапів виконання магістерської дисертації | Строк виконання етапів магістерської дисертації | Примітка |
|-------|---|---|---|
| 1 | Огляд літератури; дослідження стану проблеми | 02.09.2019- 05.11.2019 |  |
| 2 | Теоретичні дослідження; розробка математичної моделі | 11.10.2019- 19.11.2019 |  |
| 3 | Патентний пошук; розробка конструкції | 09.09.2019- 13.10.2019 |  |
| 4 | Проведення комп'ютерного моделювання; оформлення результатів експерименту | 11.11.2019- 04.12.2019 |  |
| 5 | Практична реалізація; розроблення технічної документації | 02.11.2019- 28.11.2019 |  |
| 6 | Розроблення стартап-проекту | 07.11.2019- 07.12.2019 |  |
| 7 | Оформлення пояснювальної записки, креслень та документації | 09.09.2019- 07.12.2019 |  |
| 8 | Підготовка до захисту | 08.12.2019- 17.12.2019 |  |

Студент



Петрик І.О.

Науковий керівник дисертації



Ружинська Л.І.

Реферат

Магістерська робота на здобуття освітньо-кваліфікаційного рівня «магістр» на тему «Удосконалення перемішуючого пристрою для збільшення гомогенізації середовища» / НТУУ «КПІ імені Ігоря Сікорського». Керівник д.т.н., Ружинська Л.І. Виконавець Петрик І.О., студент групи БІ-81мп.

Текстова частина даного магістерського проекту складається з 106 сторінок. З яких 31 сторінок складають розрахунки що підтверджують надійність та працездатність апарату, 27 сторінок економічних розрахунків та 8 сторінок теоретичної частини. Пояснювальна записка також містить 40 зображень 16 таблиць та 3 додатки.

Метою даного проекту є розробка вдосконаленого перемішуючого пристрою для збільшення гомогенізації середовища.

Запропонована конструкція забезпечує високу якість гомогенізації. Даний пристрій може бути встановлений практично у кожному ферментері й не вимагає особливого до себе відношення.

Використана методика розробки та доведення ефективності перемішуючого пристрою може бути використана при проектуванні нових конструкцій механічних перемішуючих пристроїв.

КЛЮЧОВІ СЛОВА; ФЕРМЕНТЕР, ПЕРЕМІШУЮЧИЙ ПРИСТРІЙ,
УДОСКОНАЛЕННЯ.

Abstract

Master's work on obtaining the educational-qualification level "Master's degree" on "Improving the mixing device to increase homogenization of the medium" / NTUU "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute". Scientific director Associate Professor of Engineering, Ruzhynska L.I. Performer Petryk I.O., student of the group BI-81mp.

The textual part of this master's project consists of 109 pages. Of which 31 pages are calculations confirming the reliability and efficiency of the machine, 27 pages of economic calculations and 8 pages of theoretical part. The explanatory note also contains 40 images of 16 tables and 3 appendices.

The purpose of this project is to develop an advanced mixing device to increase the homogenization of the medium.

The proposed construction provides high quality homogenization. This device can be installed in practically every fermenter and does not require special treatment.

The method used to design and prove the effectiveness of the mixing device can be used in the design of new designs of mechanical mixing devices.

KEYWORDS: FERMENTER, MIXER, IMPROVEMENT.

ЗМІСТ

| | |
|---|----|
| Перелік умовних позначень, скорочень і термінів..... | 8 |
| ВСТУП..... | 10 |
| 1 ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ..... | 12 |
| 1.1 Конструкції ферментерів для глибинного культивування..... | 12 |
| 1.2 Висновки..... | 17 |
| 2 ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ І МЕТОДИ ВИРІШЕННЯ ПОСТАВЛЕНИХ ЗАДАЧ..... | 20 |
| 2.1 Дослідження системи перемішування..... | 20 |
| 2.2 Принципи запропонованої системи перемішування..... | 22 |
| 2.3 Вдосконалення існуючої системи перемішування..... | 26 |
| 2.4 Висновок..... | 27 |
| 3 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В УСТАНОВЦІ..... | 28 |
| 3.1 Мета експериментальних досліджень..... | 28 |
| 3.2 Опис експериментальної установки..... | 28 |
| 3.3 Методика проведення експерименту..... | 30 |
| 3.3 Висновки..... | 32 |
| 4 КОМП'ЮРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В ФЕРМЕНТЕРІ..... | 33 |
| 4.1 Мета експериментальних досліджень..... | 33 |
| 4.2 Моделювання процесу перемішування в ферментері..... | 34 |
| 4.3 Висновки..... | 41 |
| 5 ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ ФЕРМЕНТЕРУ..... | 42 |
| 5.1 Призначення та область застосування ферментеру..... | 42 |
| 5.2 Опис конструкції реактора-змішувача..... | 44 |
| 5.3 Вибір матеріалів для виготовлення реактора-змішувача..... | 45 |
| 5.4 Рекомендації з ремонту, монтажу та експлуатації ферментеру..... | 46 |
| 5.5 Розрахунки що підтверджують працездатність та надійність ферментеру..... | 49 |
| 5.6 Розрахунок об'єму апарату..... | 49 |

| | |
|---|-----|
| 5.7 Розрахунок перемішуючого пристрою..... | 50 |
| 5.8 Розрахунок потужності, що витрачається на перемішування..... | 51 |
| 5.9 Тепловий розрахунок..... | 53 |
| 5.10 Розрахунок штуцерів реактора-змішувача..... | 58 |
| 5.11 Розрахунок на міцність і стійкість ферментера..... | 60 |
| 5.12 Аналіз результатів..... | 63 |
| 5.13 Аналіз результатів..... | 66 |
| 5.14 Рівень стандартизації та уніфікації реактора-змішувача..... | 66 |
| 5.15 Монтаж ферментеру..... | 67 |
| 5.16 Ремонт ферментеру..... | 69 |
| 5.17 Висновки..... | 72 |
| 6. РОЗРОБКА СТАРТАП - ПРОЕКТУ..... | 73 |
| 6.1. Резюме..... | 73 |
| 6.2 Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища підприємства..... | 76 |
| 6.3 Методом Шонфільда визначити ключові фактори успіху проект..... | 80 |
| 6.4 Оцінка ринкових позицій..... | 83 |
| 6.4.1 Договір..... | 83 |
| 6.4.2 Технічне завдання..... | 87 |
| 6.5 Оцінка ризиків та страхування розробки..... | 89 |
| 6.6 Калькуляція собівартості..... | 93 |
| 6.7 Методи ціноутворення..... | 96 |
| 6.7.1 Витратний метод..... | 96 |
| 6.7.2 Параметричний метод..... | 97 |
| 6.7.3 Конкурентний метод..... | 99 |
| 6.8 Висновки..... | 99 |
| ВИСНОВКИ..... | 100 |
| ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ..... | 102 |
| Додаток А..... | 107 |
| Додаток Б..... | 112 |
| Додаток В..... | 105 |

Перелік умовних позначень, скорочень і термінів

G – масова витрата, $\text{кг}/\text{с}$;

t – температура, $^{\circ}\text{C}$;

c – теплоємність, $\text{Дж}/\text{кг} \cdot ^{\circ}\text{C}$;

ρ – густина, $\text{кг}/\text{м}^3$;

λ – коефіцієнт теплопровідності, $\text{Вт}/\text{м} \cdot ^{\circ}\text{C}$;

μ – коефіцієнт динамічної в'язкості, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

ν – коефіцієнт кінетичної в'язкості, $\text{м}^2/\text{с}$;

V – об'ємна витрата, $\text{м}^3/\text{с}$;

W – швидкість руху рідини, $\text{м}/\text{с}$;

F – площа поверхні теплообміну, м^2 ;

f – площа поперечного перерізу каналу, м^2 ;

Q – кількість теплоти, Вт ;

$\Delta t_m, \Delta t_b$ – різниці температур між найменшими і найбільшими значеннями, $^{\circ}\text{C}$;

K – коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{K}$;

α – коефіцієнт тепловіддачі, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{K}$;

δ – товщина пластини, м ;

$d_{\text{екв}}$ – еквівалентний діаметр каналу, м ;

D_y – умовний діаметр штуцера;

Re – критерій Рейнольдса;

Nu – критерій Нусельта;

Pr – критерій Прандтля;

ΔP – гідравлічний опір, Па;

L – довжина каналу, м;

ξ – коефіцієнт загального гідравлічного опору;

φ – коефіцієнт міцності зварних швів;

D_n – зовнішній діаметр фланця, м;

D_ϕ – діаметр болтової окружності, м;

d_ϕ – діаметр болта, м;

l_ϕ – довжина болта, м;

k_{np} – прокладочний коефіцієнт;

a – конструктивний додаток до розміру болтів, м;

h_n – товщина прокладки, м;

b – ширина прокладки, м;

E – модуль пружності, МПа;

f_ϕ – площа поперечного перерізу болта, м²;

ν, ψ_1, ψ_2 – конструктивні коефіцієнти;

α_ϕ – коефіцієнт об'ємного розширення фланця, °C⁻¹;

α_ϕ – коефіцієнт об'ємного розширення болтів, °C⁻¹;

α_c – коефіцієнт об'ємного розширення вільного кільця, °C⁻¹;

q – зусилля герметизації, МПа;

$[\sigma]$ – граничне напруження, МПа;

$[P]$ – допустимий тиск, МПа;

y_ϕ – піддатливість фланця, 1/(м·МН);

y_ϕ – піддатливість болтів, м/МН;

y_c – піддатливість вільного кільця, 1/(м·МН);

$[\theta]$ – граничний кут повороту, рад;

ВСТУП

Актуальність роботи. Розвиток біотехнології, зумовив розвиток методів культивування мікроорганізмів і поставив ряд нових питань в технологічному та апаратурному оформленні процесів вирощування мікроорганізмів. Використання методів глибинного культивування дозволяє вирішити задачу прискорення росту мікроорганізмів, підвищення продуктивності процесу, збільшення виходу цільового продукту та збільшення ефективності проведення процесу. Проте має ряд недоліків, вплив яких необхідно звести до мінімуму. Одним з таких параметрів є механічне перемішування, яке призводить до пошкодження біологічних агентів.

Актуальною проблемою, в апаратах з механічним перемішуванням, є гомогенізація середовища, а саме відведення вуглекислого газу, як саме малорозчинного компоненту в більшості випадків при культивуванні.

Мета роботи. Удосконалення процесів глибинного культивування в ферментерах з механічними перемішувальними пристроями за рахунок модернізації системи перемішування.

Предмет дослідження. Гідродинамічні процеси в ферментері при глибинному культивуванні.

Об'єкт дослідження. Ферментер з механічним перемішувальним пристроєм.

Задачі роботи. Проаналізувати сучасний стан проблеми глибинного культивування на основі робіт вчених України і світу в даному напрямку, та сформулювати задачі для подальших досліджень. На основі експериментальних даних виявити закономірності між різними режимами перемішування і типами мішалок. Сформулювати принципи організації модернізованої системи перемішування, шляхом використання комбінованої системи перемішування та нового виконання турбінної мішалки для забезпечення більш ефективного протікання процесу, за рахунок посилення гомогенізації

всього середовища. На основі комп'ютерного моделювання підтвердити ефективність запропонованої системи перемішування. Як наслідок, на основі експериментального та теоретичного моделювання підібрати оптимальний режим культивування, тобто такий який дозволить отримати максимальний вихід продукту при мінімальних енергозатратах. Спроекувати промисловий ферментер на основі отриманих результатів та розробити стартап-проект для впровадження запропонованої конструкції у виробництво.

1.1 Конструкції ферментерів для глибинного культивування

Глибинний спосіб культивування в біотехнологічній промисловості є основним при виробництві більшості біопрепаратів, вагома частини з яких, продукується мікроміцетами. Він здійснюється, як правило, в реакторах (ферментерах) різноманітних конструкцій, а морфологічна будова мікроміцетів накладає на їх вибір ряд особливостей. Розглянемо основні конструкції ферментерів. [4]

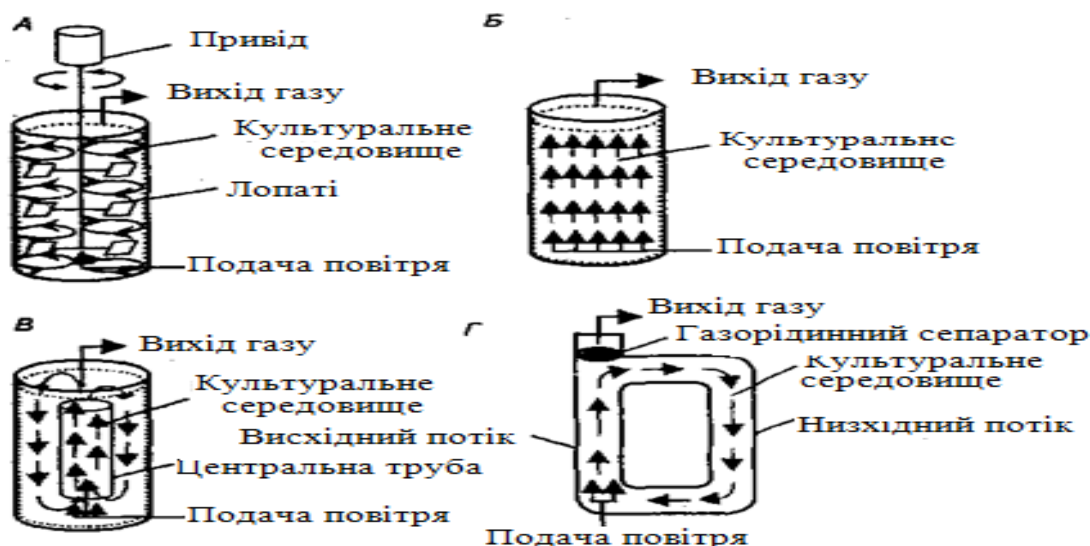


Рис.1.1 Конструкції ферментерів різних типів: А - ферментер з механічним перемішуванням; Б - барботажна колона; В - ерліфтний ферментер з внутрішньою циркуляцією; Г-ерліфтні ферментери з зовнішньою циркуляцією.

Їх поділяють на дві групи: за будовою конструкції та за принципом перемішування культуральної рідини.

У ферментерах, що відносяться до першої групи, перемішування відбувається шляхом аерації потоком стисненого повітря (перемішування відбувається бульбашками повітря, що підіймаються). У пневматичних

ферментерах, зазвичай, отримують хороші ростові характеристики для великого числа клітинних культур. Однак складність підтримки суспензії в гомогенному стані при високих концентраціях біомаси клітин звужує сферу їх застосування. Великі показники максимальної концентрації клітинної біомаси можна досягти при застосуванні ерліфтних ферментерів, в яких створюються спрямовані циркуляційні потоки (перемішування здійснюється за рахунок застосування спеціальної конструкції, що створює градієнт густин).

У барботажних колонах повітря подається під значним тиском у нижню частину біореактору, і це викликає його нерівномірний розподіл. Подача повітря під високим тиском може приводити до сильного піноутворення. Ці особливості обмежують універсальність даних конструкцій і діапазон технологічних умов, а також розміри барботажних колон.

Друга група ферментерів - з механічними перемішувачами, їх використовують, найчастіше, так як вони дозволяють легко змінювати технологічні параметри та ефективно доставляти кисень і поживні речовини до зростаючих клітин, який визначає характер розвитку мікроорганізмів і їх біосинтезуючу активність. У таких ферментерах повітря подають в культуральне середовище під тиском через барботер (кільце з безліччю маленьких отворів). При цьому утворюються дрібні бульбашки повітря і за рахунок механічного перемішування забезпечується їх рівномірний розподіл. Для цієї ж мети використовують мішалки - одну або декілька [5].

Ефективність розподілу кисню залежить від типу мішалки, числа обертів, фізико-хімічних властивостей середовища.

При інтенсивному перемішуванні культурального середовища відбувається його спінення, тому робочий об'єм ферментеру не перевищує 70% загального обсягу. Вільний простір над поверхнею розчину використовується як буфер, де накопичується піна, і таким чином запобігається втрата культуральної рідини. У спіненій рідині умови аерації

краще, ніж в щільних розчинах (за умови безперервного перемішування і циркуляції шару піни, тобто при виключенні знаходження мікроорганізмів поза культуральною рідиною). Разом з тим спінювання може привести до перезволоження фільтрів в отворах, через які повітря виходить з біореактора, зменшення потоку повітря і до потрапляння в ферментер сторонніх мікроорганізмів [6].

Ферментери цього типу дозволяють вивчати клітинні популяції в дуже широкому діапазоні концентрацій біомаси клітин [7]. Разом з тим стресовий вплив пристроями, на клітинну популяцію часто обмежує їх застосування, проте цього можна уникнути підібравши потрібний режим перемішування і розробивши конструкцію перемішуючого пристрою. Забезпечивши ці умови саме ці ферментери стануть найоптимальнішими для культивування мікроміцетів.

Різновиди конструкційного оформлення ферментерів з механічним перемішуючим пристроєм.

Ферментаційні середовища міцеліальних культур, являють собою трифазні системи (рідина - газ - тверде тіло) з безперервно мінливими по ходу процесу біосинтезу реологічними властивостями. Структурна в'язкість цих систем досягає в ряді випадків досить високих значень (200-800 сП) [26].

Відповідно до таких систем в світовій практиці використовують в основному мішалки відкритого турбінного типу з прямими або вигнутими лопатями, що забезпечують радіальний потік рідини. Мішалки закритого турбінного типу непридатні для перемішування культуральних рідин, що володіють підвищеною структурної в'язкістю [8]. Останнім часом у випадку з багатоярусним перемішуванням зріс інтерес до мішалок, що створюють осьовий потік рідини і володіють більшим насосним ефектом і низьким коефіцієнтом потужності.

Великі осьові мішалки з $d_m/D = 0.4-0.5$ в порівнянні з турбінними мішалками $d_m/D = 0.3-0.4$ при однаковому значенні споживаної потужності володіють наступними перевагами:

- займають більший простір в поперечному перерізі апарату і, отже, більша частина висхідного від нижньої мішалки потоку з диспергованим повітрям захоплюється в зону інтенсивного перемішування.
- мають велику перекачувальну здатність, що забезпечує більш сильну циркуляцію.

Мішалки радіального типу забезпечують добре диспергування повітря (подрібнення бульбашок) і добре перемішування безпосередньо в зоні мішалки. Осьові мішалки мають більш низьке значення локальної дисипації енергії і забезпечують більш рівномірне вкладення енергії за обсягом апарату.

Використання тільки радіального потоку мішалок в багатоярусній конструкції перемішуючого пристрою призводить розмикання загального контуру циркуляції рідини на окремі зони з різною інтенсивністю перемішування і слабого перемішування на периферії. Як правило, кількість лопатей застосовуваних турбінних мішалок становить 6. Збільшення кількості лопатей до 8 дає ефект для нижнього ярусу, але помітно збільшує витрату потужності на перемішування. Збільшення кількості лопатей на диску турбінної мішалки знижує значення швидкості аерації, при якій відбувається зниження споживаної потужності, і відсуває межу нормальної роботи мішалки, після якого відбувається захливання [9].

Важливим моментом для турбінних мішалок є відношення висоти лопаті і її довжини до діаметру мішалки. Практика вітчизняних і зарубіжних досліджень показала, що відношення b/d_m та l/d_m повинні бути відповідно 1/5 і 1/4 [10].

Особливо велике значення має відношення діаметра мішалки до діаметру апарату d_M/D . Загальноприйнятим є застосування турбінних мішалок з $d_M/D = 1/3$. Загальний діапазон зміни цього відношення знаходиться в межах 0.3-0.4.

В даний час в ферментерах, особливо великомасштабних, як правило встановлюються мішалки з відношенням $d_M/D = 1/3$ і числом лопатей $z_L = 6$ з можливістю збільшення і того і іншого до величин: $d_M/D = 0,4$, $z_L = 8$.

Зі збільшенням ємності ферментера і, отже, висоти стовпа рідини, збільшується число ярусів мішалки. Однак одним з недоліків ферментерів з багатоярусними пристроями є нерівномірний розподіл біомаси та інших інгредієнтів по висоті апарату. В апаратах з відношенням $H:D=3:1$ при використанні на всіх ярусах турбінних мішалок час перемішування набагато більше, ніж для апаратів з відношенням висоти до діаметру 1:1. Це можна пояснити поганим перемішуванням між окремими зонами мішалок.

Суттєве значення в цьому випадку набуває відстань між ними. При відстані до одного діаметра мішалки має місце накладання друг на друга циркуляційних контурів, що створюються мішалками, що робить не ефективною роботу всієї системи перемішування, а при відстані більше $2 \cdot d_M$ між ярусами з'являються слабо перемішувані зони. Відстань має бути $(1.0 - 1,8) \cdot d_M$. При роботі з нев'язкими культуральними рідинами можливе збільшення цієї відстані до $2 \cdot d_M$.

Відстань від нижньої мішалки до дна апарату рекомендується приймати рівним $1/4$ від діаметра апарату. Більша відстань ускладнює диспергування повітря в нижній частині апарату, а менша відстань залишає

занадто великий простір у верхній частині апарату, який починає працювати в цьому випадку як барботажна колона.

Повітря надходить в ферментер зазвичай через барботер, що встановлюється під нижнім ярусом мішалки. За своїми розмірами барботер повинен бути трохи менше діаметру мішалки, щоб повітря, яке виходить з нього потрапляло під диск мішалки і дробилося лопатками нижньої мішалки.

Отвори в барботері для повітря робляться з умовою того, щоб загальна площа отворів була не менше, ніж площа поперечного перерізу трубопроводу, що підводить повітря. Зазвичай діаметр отворів $d_0 = 2 \div 5 \text{ мм}$ при кроці $t \approx 2 \cdot d_0$. Швидкість газу в отворах $20 \div 25 \text{ м/с}$. Барботер зазвичай розташовують в нижній частині апарату, на невеликій відстані від дна. У роботі використовували барботер з діаметром $d_B = 1.2 \cdot d_M$ і розташували його близько до нижньої мішалки (на відстані $D/25$ під лопатями мішалки). В результаті дослідження [11] були досягнуті наступні результати:

- можливість збільшити на 50% витрати повітря до настання захлинання мішалки, тобто коли утворені вертикальні стовпи легкої газорідинної дисперсії піднімаються вгору, найчастіше уздовж вала мішалки, і обмежують циркуляцію рідини по висоті апарата.

- більше значення відносної споживаної енергії (75% від значення потужності споживаної на перемішування "монолітної" рідини), що дозволило досягти більш високого значення $K_L a$ при тій же швидкості обертання і витраті повітря за рахунок більшого вкладення енергії або за рахунок більш високої витрати повітря (досягається без захлинання).

1.2 Висновки

В першому розділі були розглянутий глибинний спосіб культивування, конструкції та види апаратів, які для цього використовуються і особливості протікання процесів в них. В результаті встановлено, що глибинний спосіб культивування в ферментері з механічним перемішуючим пристроєм, видається найефективнішим. Проте відкритими залишаються питання оптимізації процесу перемішування для забезпечення максимального виходу кінцевої продукції.

Метою є підвищення ефективності глибинного культивування та збільшення виходу кінцевого продукту, за рахунок модернізації системи перемішування.

Масопередача вуглекислого газу в основному обсязі апарату менше, ніж в зоні інтенсивного перемішування. Тому необхідно прагнути до того, щоб вся рідина регулярно проходила через зони, де турбулентність найбільш інтенсивна. Отже, ефективність перемішування залежить як від ступеня турбулентності, так і від інтенсивності циркуляції, яка визначається часом, необхідним для того, щоб вся рідина пройшла через зону інтенсивного перемішування. Час циркуляції та розмір утвореного мішалкою вихору є істотними параметрами для оцінки процесу біосинтезу мікробіологічних аеробних.

В зоні інтенсивного перемішування може спостерігатися надмірна турбулізація потоку, який призводить до високих втрат енергії в області мішалки. Чим більше турбулізація потоку рідини, тим краще перемішування, але гірше циркуляція. Велика турбулізація потоку рідини в зоні мішалки знижує інтенсивність циркуляції в загальному об'ємі апарату. Співвідношення енергії, що витрачається на турбулізацію, до енергії, яка витрачається на створення циркуляції, визначається конструкцією перемішуючого пристрою. Видається цікавою модернізація системи перемішування мішалками, які мають мінімальні втрати енергії на турбулізацію потоку і мають високу перекачувальну здатність.

Для інтенсивного перемішування в зоні мішалки необхідно забезпечити циркуляцію через цю зону, удосконаливши конструкцію перемішуючого пристрою

- для оцінки ефективності модернізованого перемішуючого пристрою при різних режимах роботи, необхідно провести дослідження гідродинамічних процесів при перемішуванні культуральної рідини удосконаленим перемішуючим пристроєм у ферментері

на основі результатів досліджень спроектувати промисловий ферменер з використанням модернізованого перемішуючого пристрою ;
розробити стартап-проект на базі модернізованого перемішуючого пристрою.

2 ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ І МЕТОДИ ВИРІШЕННЯ ПОСТАВЛЕНИХ ЗАДАЧ

2.1 Дослідження системи перемішування При розробці промислового ферментаційного обладнання довгий час домінувала концепція про необхідність створення в робочому обсязі апарату рівномірної ізотропної турбулентності забезпечує близькі значення гідродинаміки і масообміну в будь-якій точці апарату.

Для реалізації цієї концепції конструкція апарату зазвичай представляє собою циліндричну посудину з довгим валом по осі апарату, на якому закріплені кілька ярусів турбінної мішалки (рисунок 2.1) [31]. Турбінна мішалка забезпечує високе локальне вкладення енергії в зоні, безпосередньо біля лопатей, що забезпечує хороше: диспергування бульбашок і глибокий ступінь перемішування. Але турбінна мішалка не позбавлена і недоліків, до яких можна віднести короткі циркуляційні петлі, невелике охоплення перемішуванням внутрішнього об'єму у апарату і, отже, слабе залучення рідини периферійних зон в загальний контур циркуляції, що особливо помітно в процесах перемішування високов'язких середовищ [32].

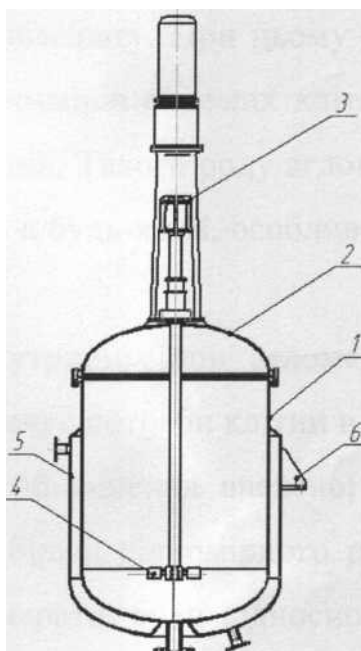


Рисунок 2.1 Ферментер турбінною мішалкою.

Стосовно, в'язких культуральних рідин необхідність однорідної турбулентності середовища по робочому об'єму апарату обґрунтовувалася існуванням напівтвердих агломератів мікроорганізмів: («рідких частинок» по Данквертсу), об'єм яких пов'язаний з локальним масштабом турбулентних пульсацій. Усередині цих агломератів постачання клітин мікроорганізмів киснем і поживними речовинами здійснюється за рахунок дифузії. У рідинах, що володіють високою в'язкістю, розмір агломерату швидко збільшується після виходу із зони інтенсивного перемішування через швидке зниження турбулентності [33].

Рідина, яка містить розчинені компоненти живильного середовища, нерозчинені частки, мікроорганізми і їх мікроколоній не перемішується до молекулярного рівня або навіть до рівня окремих клітин або їх мікроколоній. Так як, відповідно до теорії Данквертса [34], перемішування відбувається до розмірів, порівнянних з найменшим масштабом турбулентних пульсацій, що визначаються за співвідношенням Колмогорова. В результаті робочий об'єм апарату розпадається на безліч сегрегованих незмішуваних обсягів рідини, що функціонують як окремі біореактори -агломерати. Постачання киснем клітин мікроорганізмів, що знаходяться всередині агломерату, відбувається через зовнішню поверхню агломерату. При цьому важливо підкреслити, що розміри агломератів більше розмірів окремих клітин або мікроколоній, або жорстких зчеплень мікроколоній. Такого роду агломерати тобто незмішувані об'єми: рідини існують навіть в будь-якій, особливо у в'язкій, рідини («рідкі частинки» по Данквертсу).

Доставка кисню до внутрішніх зон агломерату забезпечується вже шляхом дифузії, яка не забезпечує потреби клітин в кисні. На перший погляд, це підтверджує необхідність збільшення введеної потужності механічного перемішування і особливо її більш рівномірного розподілу за об'ємом так, щоб розміри мікробних агломератів були відносно невеликі і масопередача

кисню з повітря в рідину могла забезпечити високу концентрацію кисню в рідині.

Для аналізу доцільності збільшення потужності перемішування в апараті з турбінною мішалкою розрахуємо розмір масштабу турбулентності скориставшись теорією Колмогорова. Значення локальної дисипації

змінюється в діапазоні від
лопаті мішалки).

$0,1 \varepsilon / \varepsilon_{\text{ср}}$ (біля стінки апарату)

$30 \varepsilon / \varepsilon_{\text{ср}}$ (у

Проте з досліджень [35] виявлено те, що наявне істотне збільшення введеної потужності механічного перемішування не забезпечує, однорідності умов масопередачі.

2.2 Принципи запропонованої системи перемішування

Розглянемо тепер принципово іншу в порівнянні з ізотропною турбулентністю концепцію перемішування і масообміну в ферментері.

З цієї концепції робочий об'єм рідини в апараті поділяється на 2 зони - зону інтенсивного перемішування і масообміну, створювану в безпосередній близькості від турбінної мішалки, і зону циркуляції рідини, в якій і мікро перемішування, і масопередача кисню «газ-рідина» істотно знижені (рисунок 2.2).

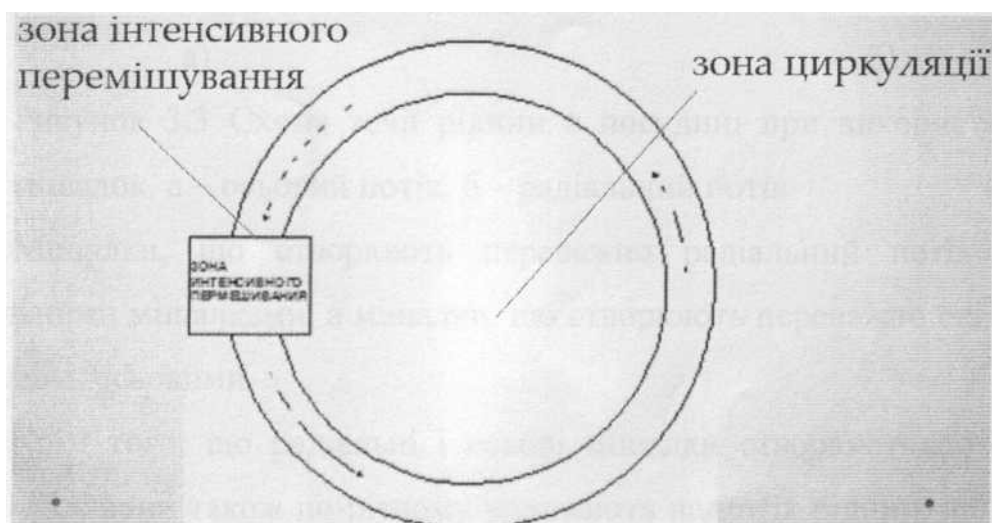


Рисунок 2.2 Циркуляційна модель структури потоків в ферментерах.

У зоні інтенсивного перемішування відбувається насичення об'єму рідини киснем, а в зоні циркуляції споживання. Якщо розглядати для цієї зони умови масопередачі кисню як стаціонарні, то очевидно, що при цьому клітини мікроорганізмів відчуватимуть нестачу кисню, і це позначиться на інтегральній продуктивності всього ферментера.

Різні мішалки створюють різні структури поля швидкостей і володіють різною інтенсивністю перемішування (рисунок 3.3) [36]. Турбінні мішалки створюють переважно радіальний потік, пропелерні і лопатеві з похилими лопатями - аксіальну (або осьову) схему руху рідини.

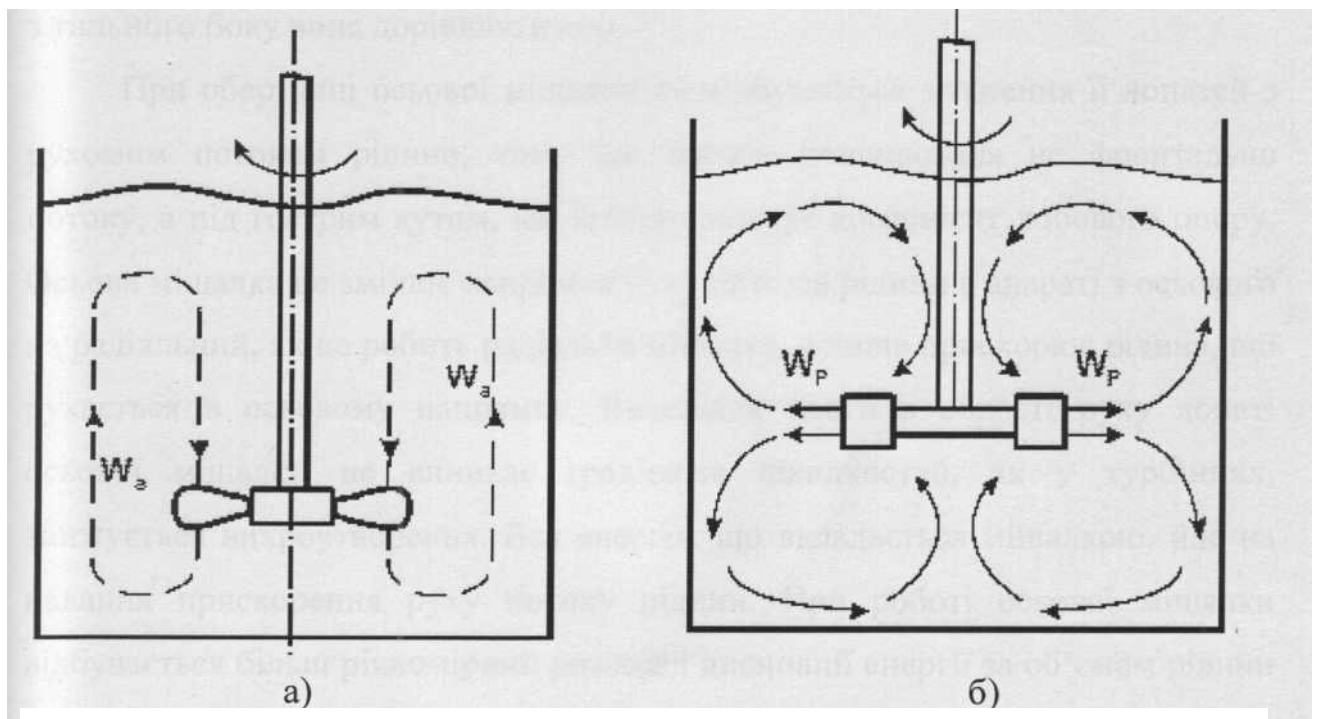


Рисунок 3.3 Схеми течії рідини в посудині при використанні різних типів мішалок, а - осьовий потік, б - радіальний потік.

Мішалки, що створюють переважно радіальний потік називають радіальними мішалками, а мішалки, що створюють переважно осьовий потік, називають осьовими.

Крім того, що радіальні і осьові мішалки створюють потоки різних напрямків, вони також по-різному впливають на потік рідини, що проходить через них.

Радіальна мішалка сильно турбулізує потік рідини, особливо в зоні безпосередньої близькості до лопаті. Це забезпечує тонке перемішування, але

при цьому витрачається велика кількість енергії. Енергія, отримана потоком рідини від мішалки, майже повністю дисипує в дуже невеликій зоні, безпосередньо у мішалки, а в основній частині апарату відбувається дисипація «залишків» вкладається енергії (див. рис.). Потік рідини, що отримав енергію від радіальної мішалки, швидко втрачає її у взаємно протилежних зустрічних токах та вихорах, що виникають при хаотичному характері русі рідини, властивому турбулентному режиму течії. Градієнт швидкостей, в результаті якого з'являється хаотичний рух, виникає в області зриву рідини з лопаті мішалки, тому що на кромці лопаті швидкість велика, а з тильного боку вона дорівнює нулю.

При обертанні осьової мішалки не відбувається зіткнення її лопатей з рухомим потоком рідини, тому що лопать розташована не фронтально потоку, а під гострим кутом, що істотно знижує коефіцієнт лобового опору. Осьова мішалка не змінює напрямку руху потоків рідини в апараті з осьового на радіальний, як це робить радіальна мішалка, а лише прискорює рідину, що рухається в осьовому напрямку. Внаслідок цього в області руху лопаті осьової мішалки не виникає градієнтів швидкостей, як у турбінних, знижується вихроутворення. Вся енергія, що вкладається мішалкою, йде на надання прискорення руху потоку рідини. При роботі осьової мішалки відбувається більш рівномірний розподіл дисипації енергії за об'ємом рідини в апараті, а рідину, що рухається довше зберігає швидкість.

Таким чином, заміна радіальної мішалки на осьову викликає збільшення середньої швидкості руху рідини в апараті, збільшення інтенсивності циркуляції (зниження часу циркуляції), скорочення розміру мертвих зон, але при цьому відбувається зменшення глибини перемішування, через меншу турбулізації потоків і, отже, збільшення найменшого масштабу турбулентних пульсацій.

При перемішуванні в'язких рідин турбінними мішалками, особливо в великих апаратах з багатоярусними системами, часто має місце випадання із загального циркуляційного контуру областей апарату, найбільш віддалених

від зони мішалки. Такі зони називають «мертвими», між ними і основним контуром циркуляції відбувається слабкий масообмін з розчиненим киснем і іншими речовинами. У цих зонах виникає нестача кисню раніше ніж в іншому об'ємі апарату, що призводить до зниження загальної продуктивності процесу.

Об'єм і наявність «мертвих зон» залежить, перш за все, від інтенсивності циркуляції. У разі застосування турбінних мішалок градієнти концентрацій розчиненого кисню за об'ємом апарату особливо помітні через значну неоднорідність дисипації енергії за об'ємом апарату. В'язка рідина перемішується дуже інтенсивно в області мішалки, а на периферії вона перебуває практично в стані спокою. Гідродинамічна картина перемішування рідини турбінними мішалками істотно змінюється зі збільшенням в'язкості: відбувається розмикання загального циркуляційного контуру, він замінюється окремими короткими циркуляційними петлями і відбувається перемішування тільки тієї рідини, яка знаходиться в безпосередній близькості до мішалок. Застосування осьових мішалок, що створюють більш інтенсивний циркуляційний потік і більш рівномірну дисипації енергії, має сприяти більшому залученню рідини в загальний контур циркуляції, що сприяє більш швидкому насиченню рідини киснем і загального масообміну, а, отже, підвищення продуктивності всього процесу ферментації [37].

У багатоярусних системах перемішування, замінюючи турбінні мішалки осьовими, необхідно брати до уваги особливість роботи нижньої мішалки.

Основне завдання нижньої мішалки - це диспергування повітря, що надходить від барботера. Для цього завдання найкраще підходять радіальні мішалки з диском. Повітря збирається під диском, засмоктується в область розрідження, розташовану за лопатями радіальної мішалки, і потім диспергується у слідовій доріжці за лопаттю. При цьому не виникає таких

значних градієнтів швидкостей шарів рідини, як у випадку з верхніми ярусами, під які не подається повітря.

Отже, у випадку з багатоярусними системами перемішування має сенс замінити радіальні мішалки на осьові тільки на верхніх ярусах, а на нижньому залишити радіальну.

2.3 Вдосконалення існуючої системи перемішування

Турбінна мішалка є досить простою за будовою та в експлуатації, проте вона має обмеження при застосуванні з культуральними рідинами, мікроорганізмами чутливими до напружень зсуву, зокрема мікроміцетів і може нести негативний вплив при взаємодії з прямокутними гранями лопаті.

Існує задача вдосконалення мішалки, в якій її нове виконання буде забезпечувати більш якісніший процес перемішування, за рахунок послаблення негативної дії при контакті кромek лопатей мішалки на мікроорганізми культуральної рідини.

В якості вихідної моделі турбінної мішалки, можна обрати мішалку, що містить ступицю, а також закріплений на ньому диск з прямими лопатями [Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: ООО ТИД "Альянс", 2004. - С. 257, рис. V-8].

Поставлену задачу можливо вирішити тим, що лопаті мішалки будуть виконані, в два яруси та з різними кутами атаки рідини.

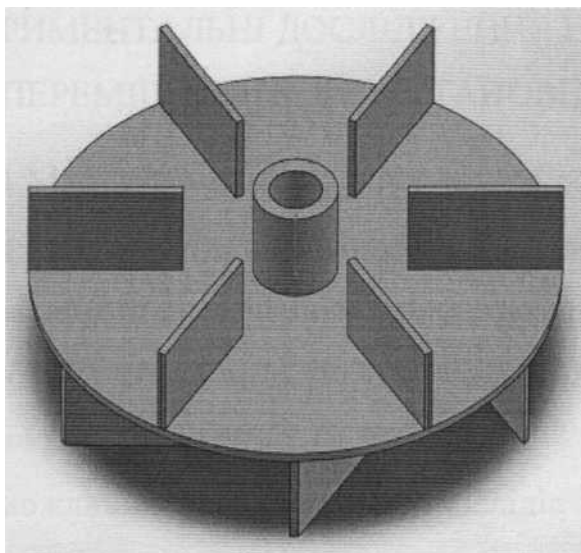


Рисунок 2.4 3д модель турбінної мішалки

Така конструкція дозволяє проводити процес перемішування більш ефективно а головне збільшуючи гомогенізацію довколо самої мішалки за рахунок нижнього ярусу а перемішування по всьому об'єму йде за рахунок верхнього ярусу.

2.4 Висновок

Теоретичний аналіз процесу перемішування у ферментері показує необхідність модернізації стандартного перемішуючого пристрою.

Для модернізації перемішуючого пристрою передбачається встановлення другого ярусу лопатей в шаховому порядку з різними кутами рідини.

3 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В УСТАНОВЦІ

3.1 Мета експериментальних досліджень

Експериментальні дослідження проводилися з метою визначення ефективності модернізованого перемішуючого пристрою при різних режимах роботи та зробити висновки щодо доцільності використання перемішуючого пристрою модернізованої конструкції.

У зв'язку з неможливістю проведення дослідів безпосередньо у промисловому ферментері, було спроектовано та змонтовано лабораторну установку з необхідними елементами, за допомогою якої можна проводити операції і спостерігати процеси, подібні до таких, які відбуваються в промисловому ферментері.

3.2 Опис експериментальної установки Підбір експериментальної установки вимагав виконання ряду умов, серед яких були: об'єм, геометрична подібність до реального апарата, простота в застосуванні, доступність. Процес збору експериментальної установки складався з декількох етапів, а саме проектування 3D моделі турбінної мішалки удосконаленої конструкції з її подальшим виготовленням на 3D принтері. Наступним етапом став підбір культурального середовища, яке б дозволяло спостерігати за результатами дослідів. До культурального середовища висувались такі вимоги: не вступати в реакцію з сірчаною кислотою та мати невисоку вартість, результат впав на звичайну воду кімнатної температури з використанням клею КМЦ-М для вимірювання потужності. Для отримання необхідного результату, який можна було б з легкістю проаналізувати, ємністю, що імітувала біореактор стала пластикова циліндрична посуда на діаметром 160 мм та об'ємом 3.5 літри яка заповнювалась на 2.5 літри .

В установці відображені ключові конструктивні елементи ферментеру. Установку зображено на рисунку 3.1.

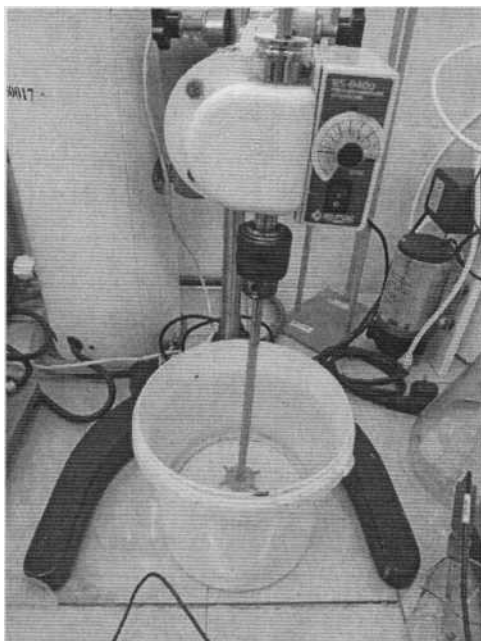


Рисунок 3.1 експериментальна установка

Швидкість обертів перемішуючого пристрою та інтенсивність можна було регулювати за рахунок спеціальних перемикачів на відповідному обладнанні. Це дало змогу збільшити кількість можливих експериментальних маніпуляцій.

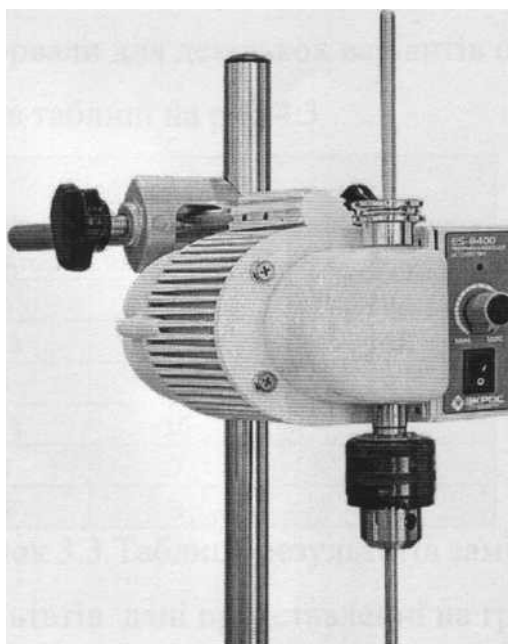


Рисунок 3.2 Перемішуючий пристрій E8-8400.

Технічні характеристики приводу ES-8400:

- число обертів: від 40 до 1000 в хвилину;
- об'єм рідини, що перемішується: від 0,25 до 40 л
- потужність двигуна: 50 Вт;
- габаритні розміри: 135x400x165;
- маса: 3,1 кг;

Верхнепривідна мішалка забезпечена вбудованим електронним безступінчастим регулятором швидкості, що дозволяє самостійно встановити число обертів;

3.3 Методика проведення експерименту

В корпус ферментеру номінальним об'ємом 3,5 л завантажити з урахуванням коефіцієнту висоти рідини до діаметру перемішуючого пристрою у об'ємі 2,5 звичайної води .

Після цього ми виводили мішалку на робочі оберти та давали час на стабілізацію потоків .

Занурювали в рідину Рн-метр та вприскували в об'єм сірчану кислоту. Вимірювали час за який кислота знизить Рн рідини до певної позначки. Таку процедуру повторвали для декількох варіантів обертів перемішуючих пристроїв. Результати в таблиці на рис.4.3

| позиція регулятора | Стандартна час с. | Модернізована час с. |
|--------------------|-------------------|----------------------|
| 2 | 25 | 20 |
| 2,3 | 23 | 14 |
| 3 | 14 | 10 |
| 3,3 | 10 | 8 |
| 4 | 7 | 5 |

Рисунок 3.3 Таблиця результатів замірів часу Для наглядності результатів дані представленні на графіку рис 3.4

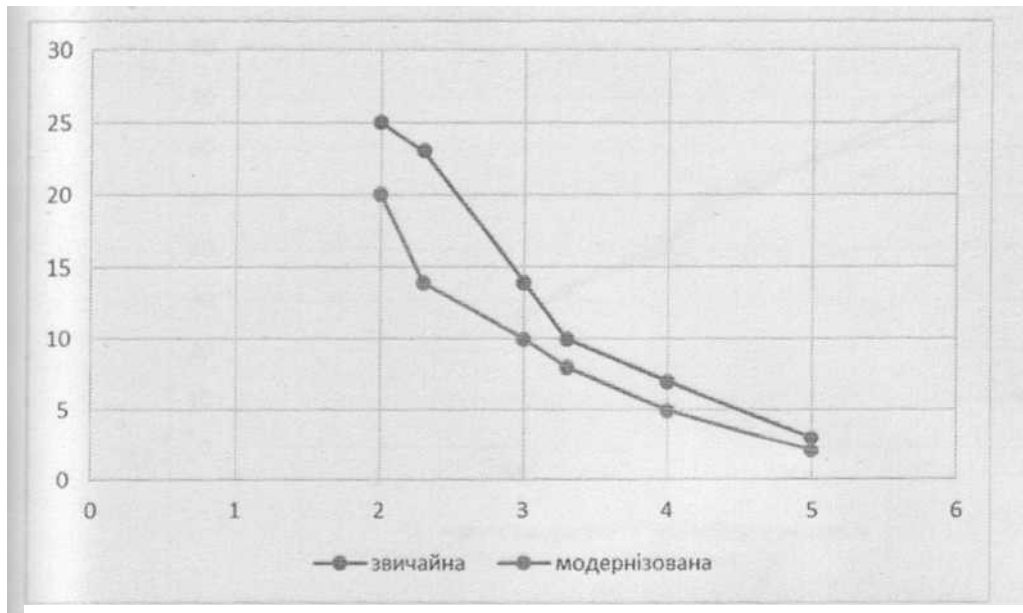


Рисунок 3.4 Графіки результатів замірів часу Другим кроком був замір витраченої енергії при однакових режимах роботи.

В дослідженні використовувався об'єм рідини 2.5 л, відповідно до попередніх експериментів та додавався клей КМЦ-М для забезпечення необхідної в'язкості рідини, для забезпечення подібності з культуральною рідиною. До перемішуючого пристрою ES-8400 послідовно був підключений амперметр .

Результати в таблиці рис.3.5

| позиція регулятора | Стандартна мА. | Модернізована мА. |
|--------------------|----------------|-------------------|
| 2 | 26 | 27 |
| 2,3 | 32 | 32 |
| 3 | 40 | 41 |
| 3,3 | 48 | 51 |
| 4 | 57 | 57 |
| 5 | 65 | 65 |

Рисунок 3.5 Таблиця результатів замірів струму
Для наглядності результатів дані представлені на графіку рис 3.6

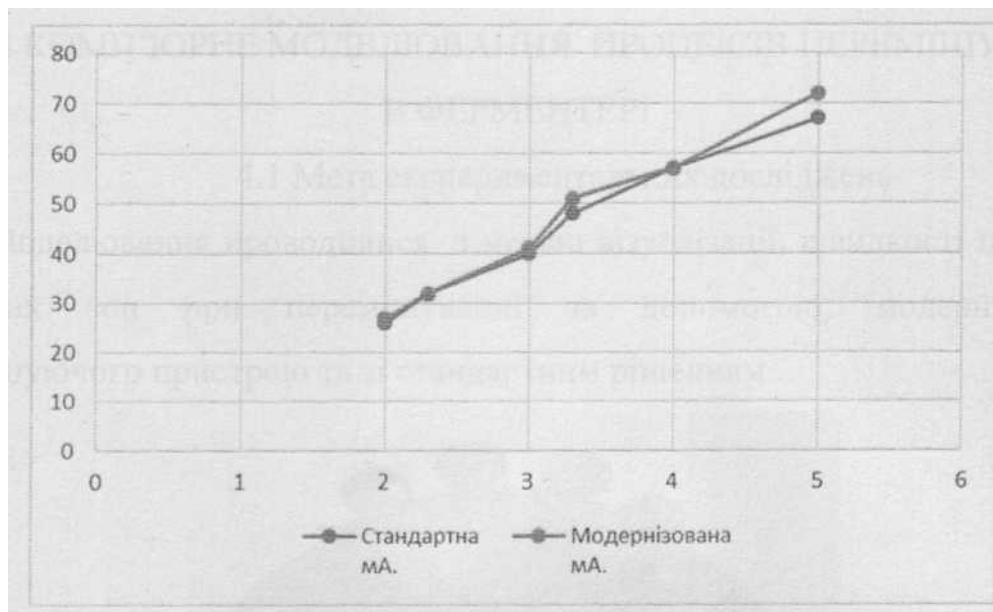


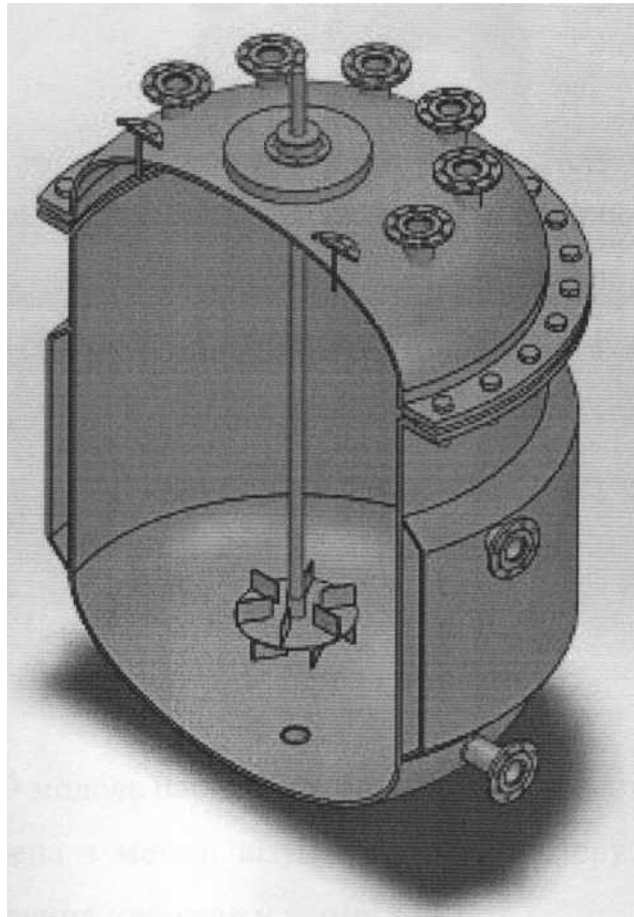
Рисунок 3.6 графік результатів замірів струму

3.3 Висновки

Оцінивши ефективність в порівнянні зі стандартним рішенням, за допомогою першого дослідів було виявлено, що модернізований перемішувачий пристрій приблизно на 40% ефективніший ніж стандартний. Експериментальні дослідження показують що енергозатратність модернізованого перемішувачого пристрою в порівнянні зі стандартним приблизно на 7% більше.

4 КОМП'ЮРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В ФЕРМЕНТЕРІ

4.1 Мета експериментальних досліджень Моделювання проводилися з метою візуалізації, швидкості потоків та застійних зон при перемішуванні за допомогою, модернізованого перемішуючого пристрою та зі стандартним рішенням .



4.1 Комп'ютерна модель обраної конструкції ферментеру.

Комп'ютерна 3D-модель створена за допомогою програмного забезпечення "SOLIDWORKS 3D CAD"

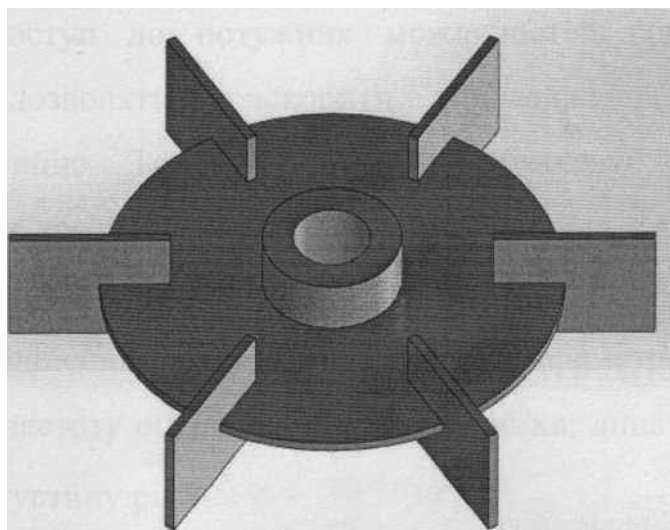


Рисунок 4.2 3-D модель перемішуючого пристрою.

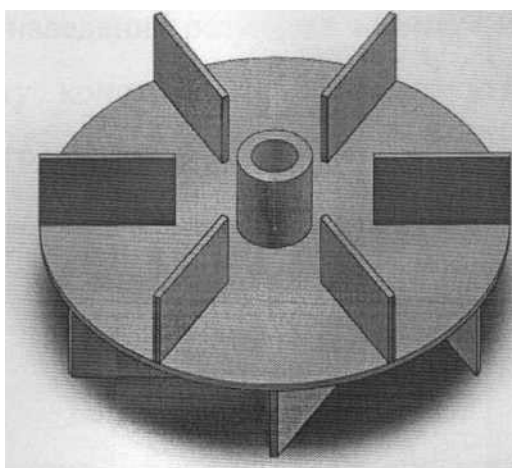


Рисунок 4.3 3-D модель перемішуючого пристрою модернізованого. Модель створена з метою візуалізації ферментеру і для подальшого проведення моделювання процесів у ньому.

Також побудована 3-0 модель запропованої конструкції турбінної мішалки

4.2 Моделювання процесу перемішування в ферментері

Комп'ютерне моделювання здійснювалося на базі створеної 3-0 моделі. Для цього застосовувалося програмне забезпечення "ANSYS", від інших програм гідродинамічного моделювання (динаміка обчислювальної рідини), поєднує високорівневу функціональність з точністю та простотою використання.

ANSYS надає доступ до потужних можливостей гідродинамічного моделювання, які дозволяють прискорити впровадження інновацій у розроблювану продукцію. Також не просто забезпечує працездатність виробу, а й допомагає зрозуміти, як продукція буде вести себе в реальному світі.

Моделювання здійснювалося при наступних параметрах: внутрішній

тиск $P_a = 0,16$ МПа; частоту обертів мішалки 250 об/хв; динамічну в'язкість $\mu = 1,55 \cdot 10^{-3}$ Па·с густину рідини $\rho = 1050$ кг/м³.

Моделювання виконувалося для двох варіантів компоновки мішалок в системі перемішування.

На рисунку 5.4 -наведений результат моделювання при заданих умовах для обраного варіанту конструкції. Отримано схему потоків модельної рідини з врахуванням градієнту швидкостей.

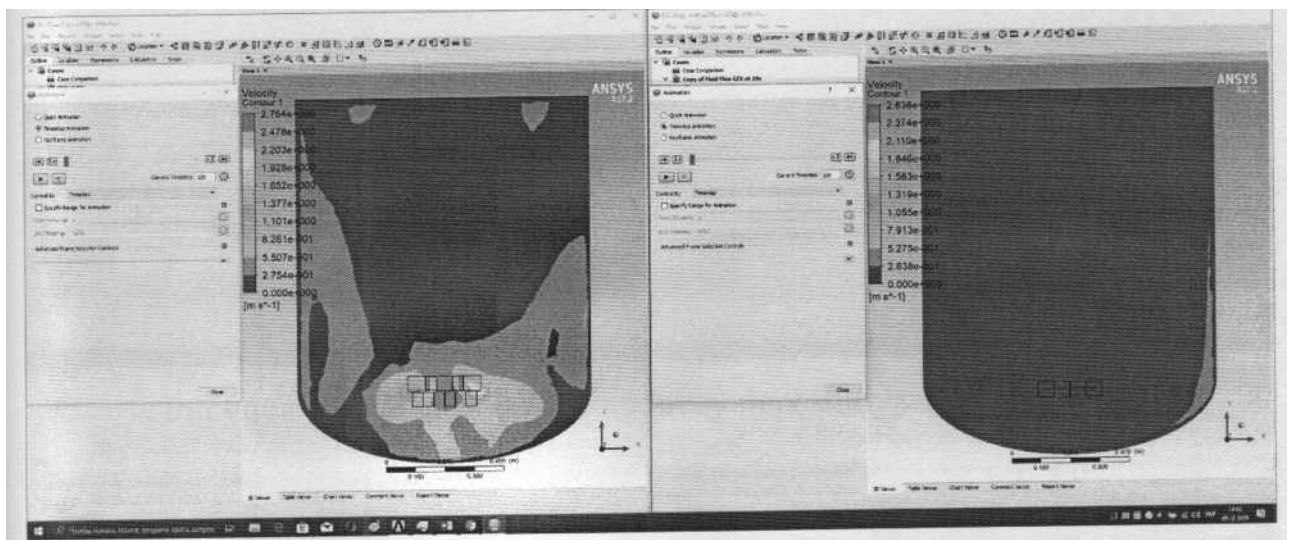


Рисунок 4.4 Моделювання процесу перемішування після 5с

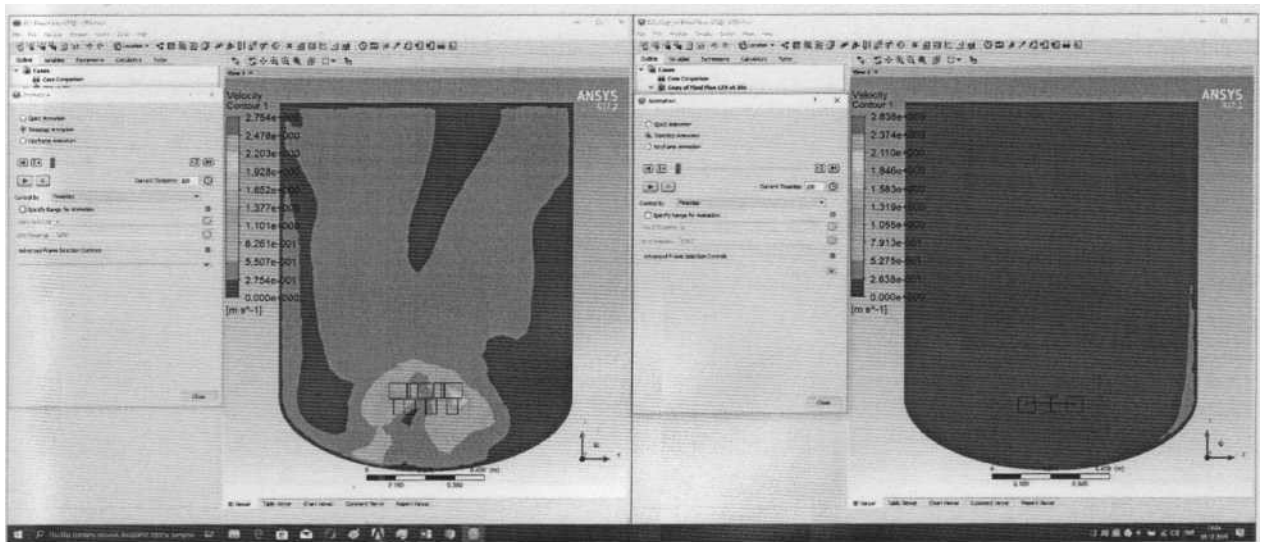


Рисунок 4.5 Моделювання процесу перемішування після 10с

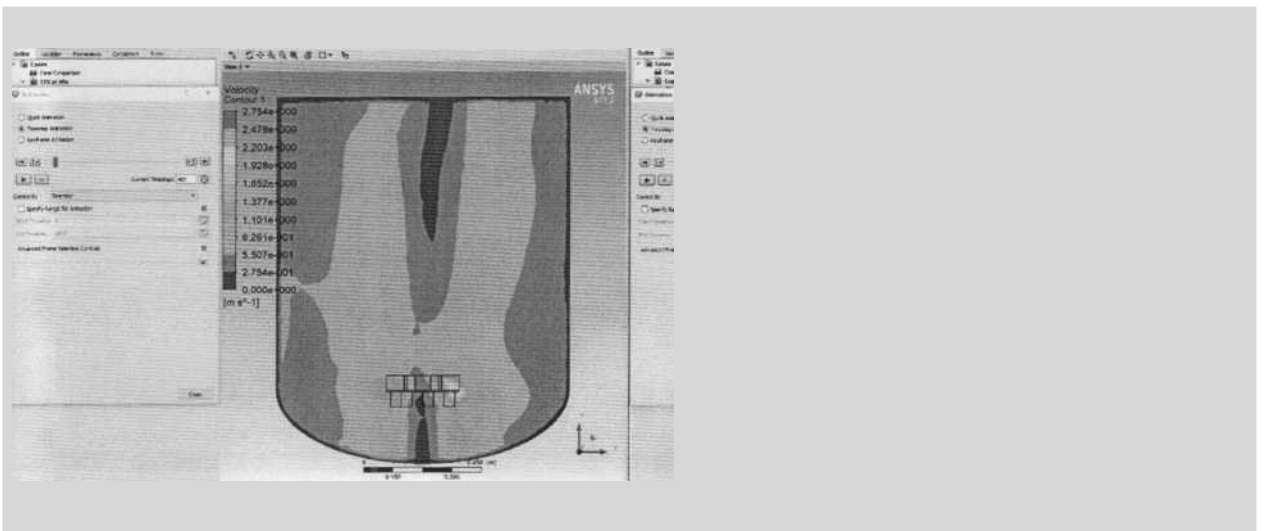
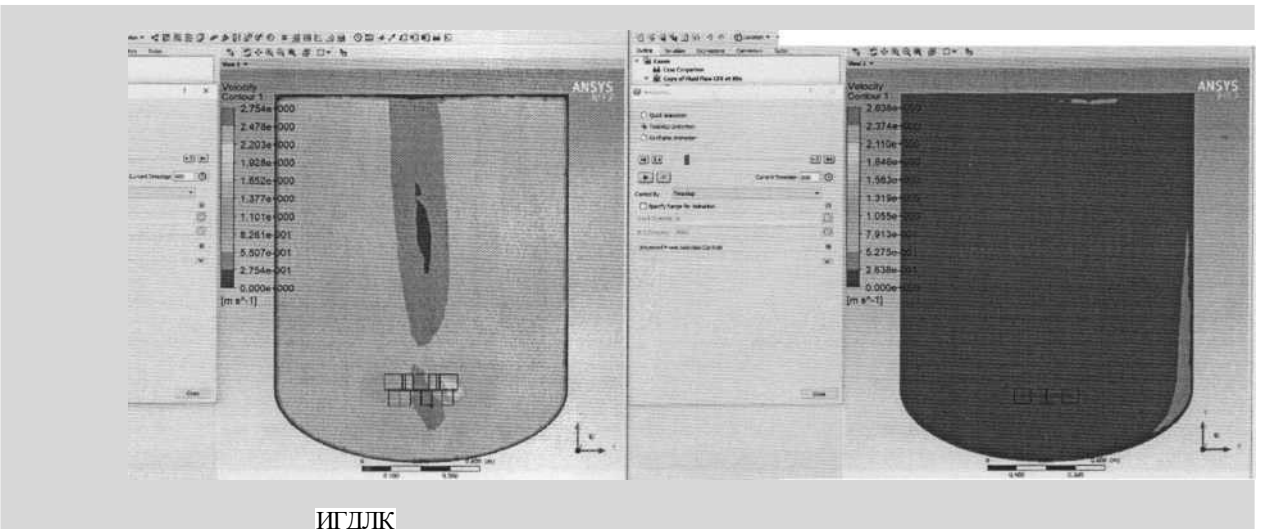


Рисунок 4.6 Моделювання процесу перемішування після 20с



ИГДЛК

Рисунок 4.7 Моделювання процесу перемішування після 40с

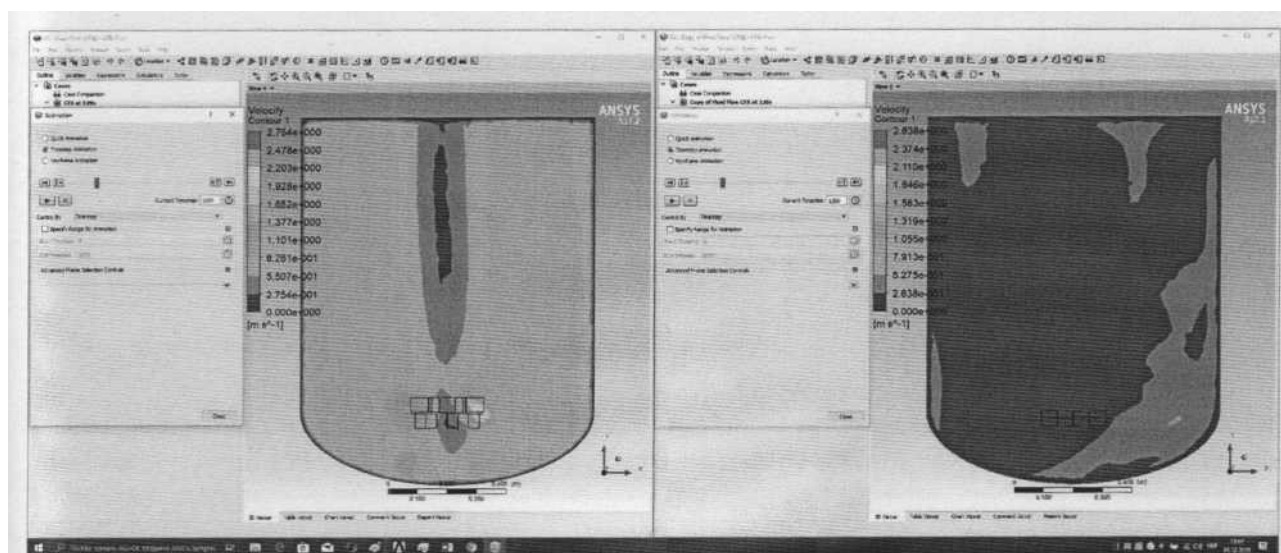


Рисунок 4.8 Моделювання процесу перемішування після 60с

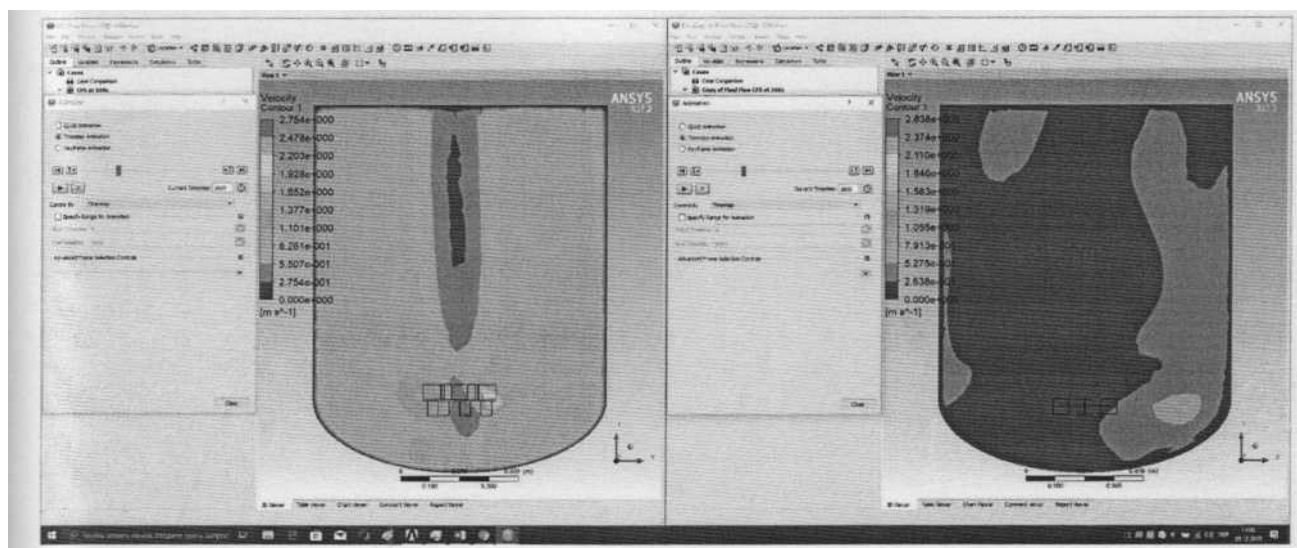


Рисунок 4.9 Моделювання процесу перемішування після 80с

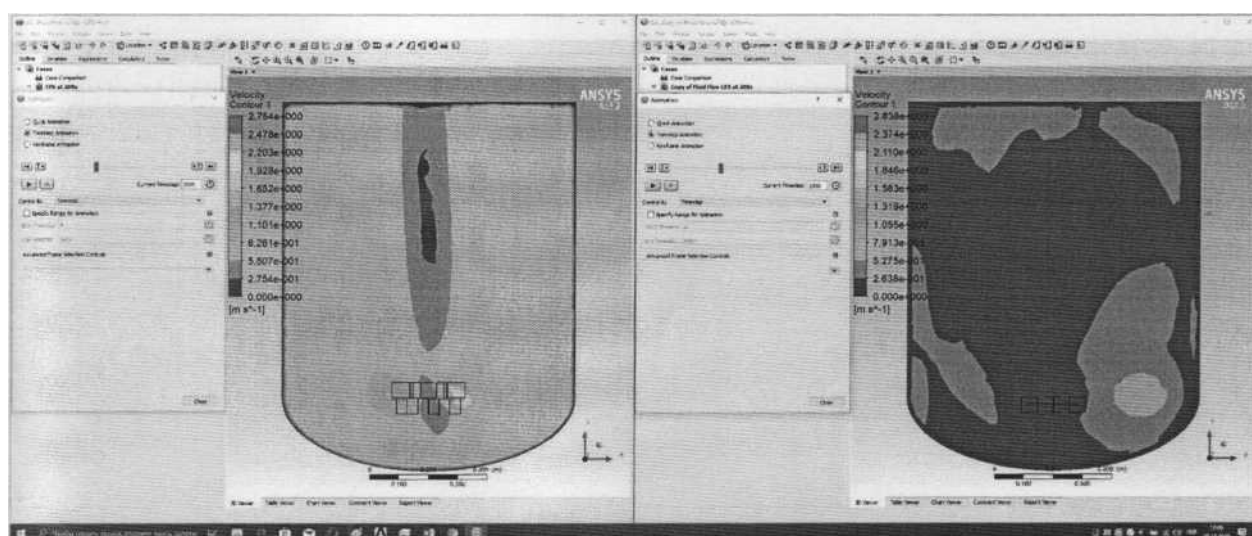


Рисунок 4.10 Моделювання процесу перемішування після 100с

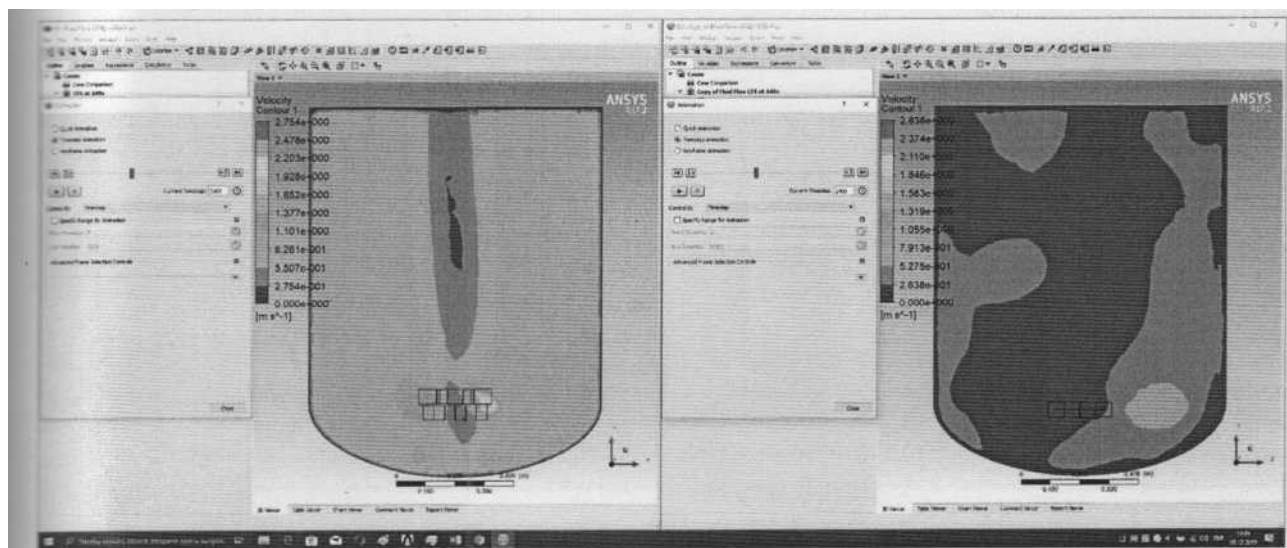


Рисунок 4.11 Моделювання процесу перемішування після 120с

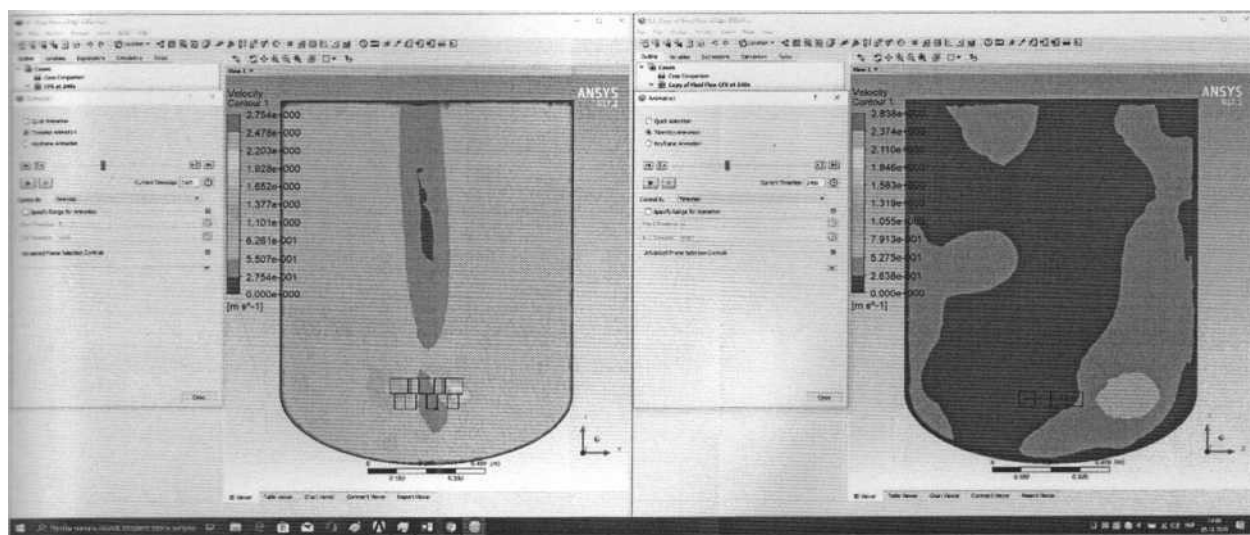


Рисунок 4.12 Моделювання процесу перемішування після 140с

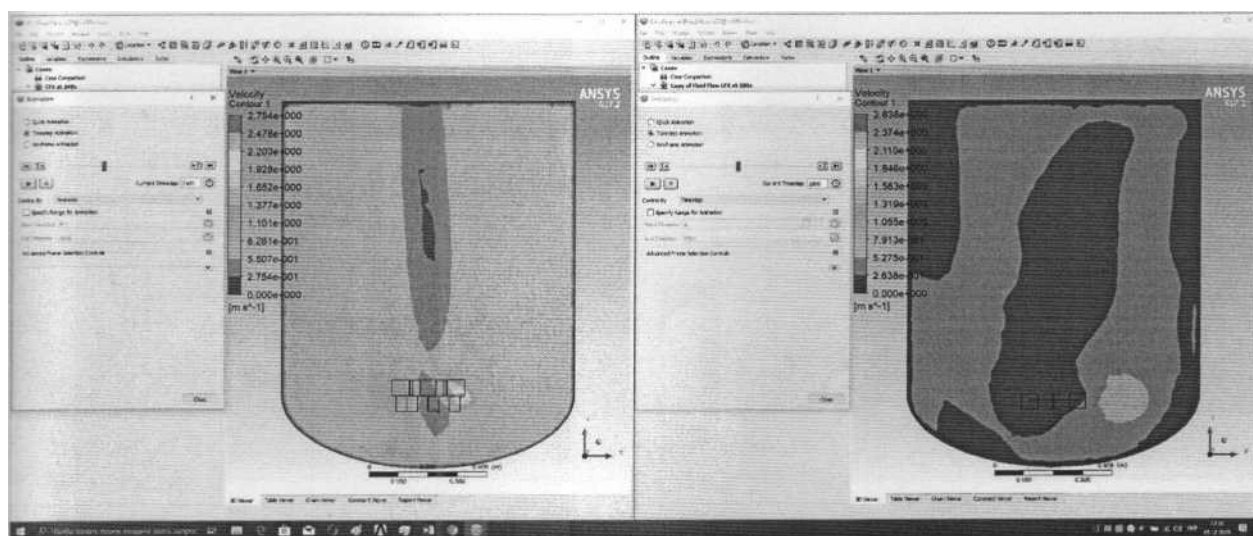


Рисунок 4.13 Моделювання процесу перемішування після 160с

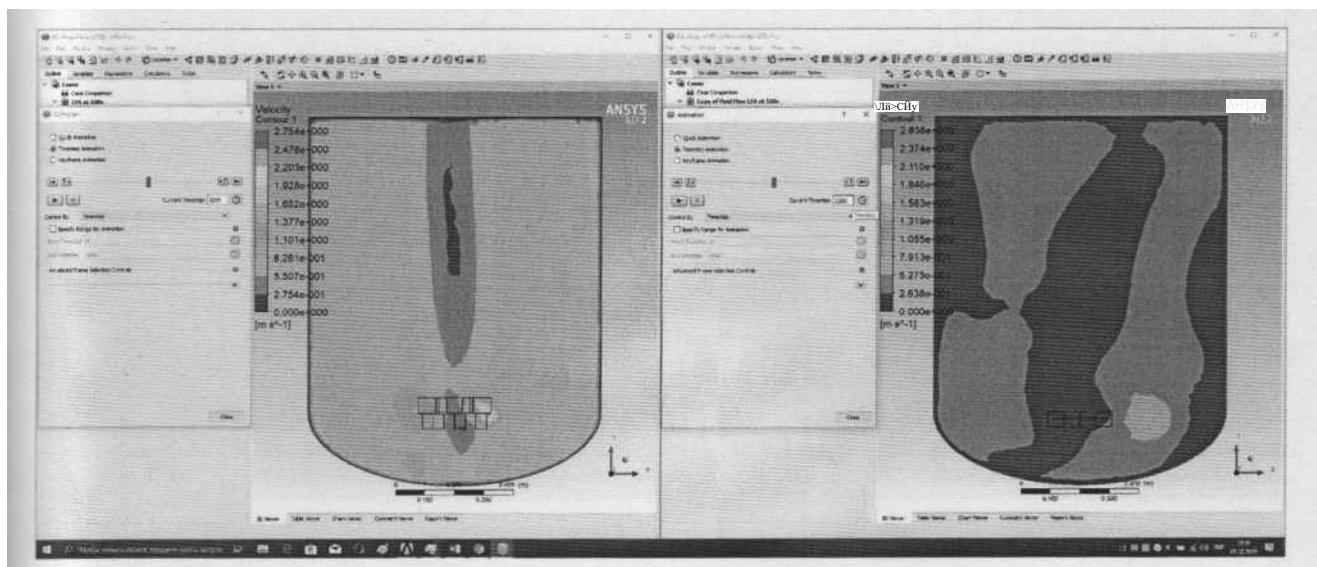


Рисунок 4.14 Моделювання процесу перемішування після 180с

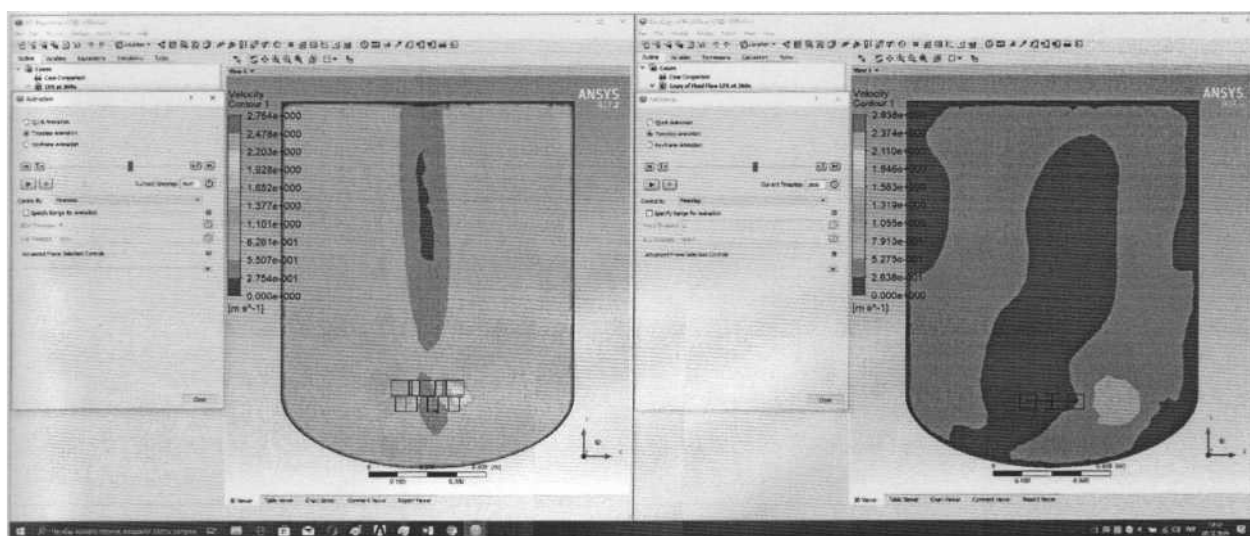


Рисунок 4.15 Моделювання процесу перемішування після 200с

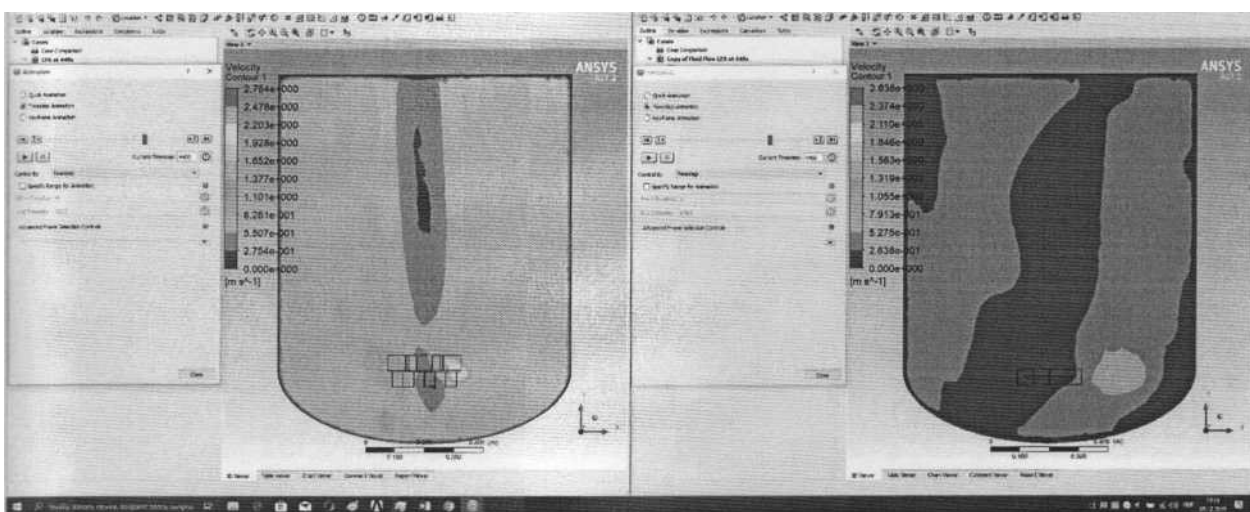


Рисунок 4.16 Моделювання процесу перемішування після 220с



Рисунок 4.17 Моделювання процесу перемішування після 240с

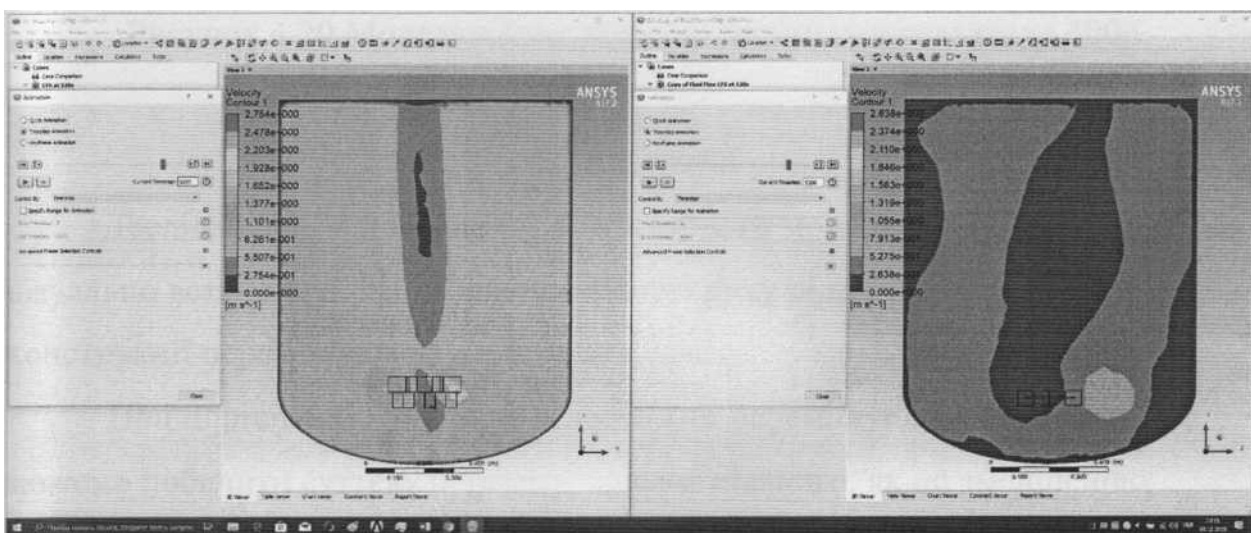


Рисунок 4.18 Моделювання процесу перемішування після 260с

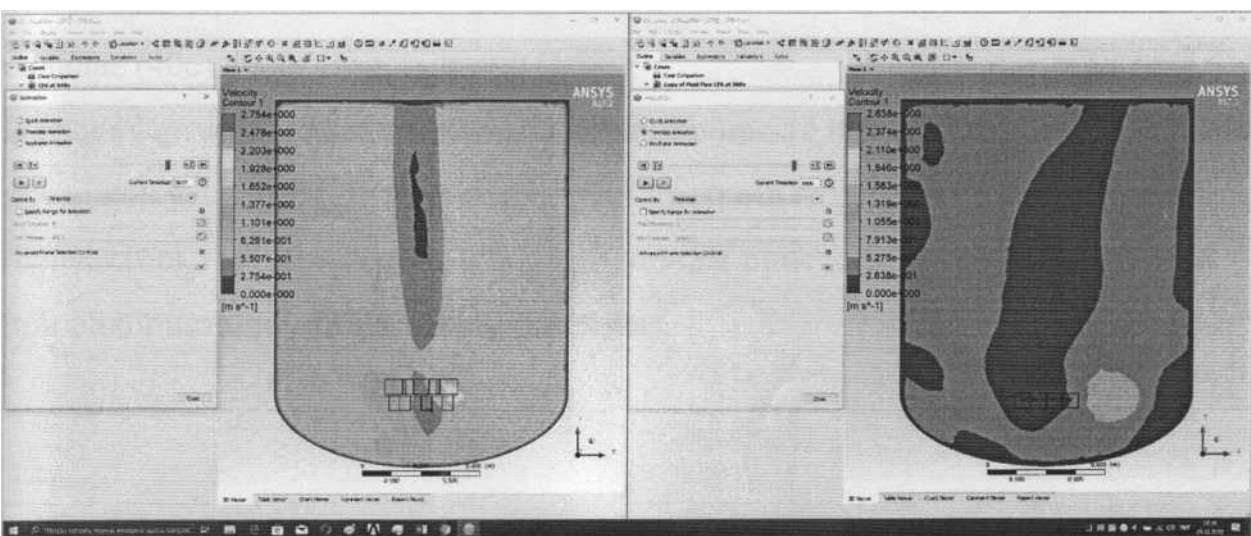


Рисунок 4.19 Моделювання процесу перемішування після 280с

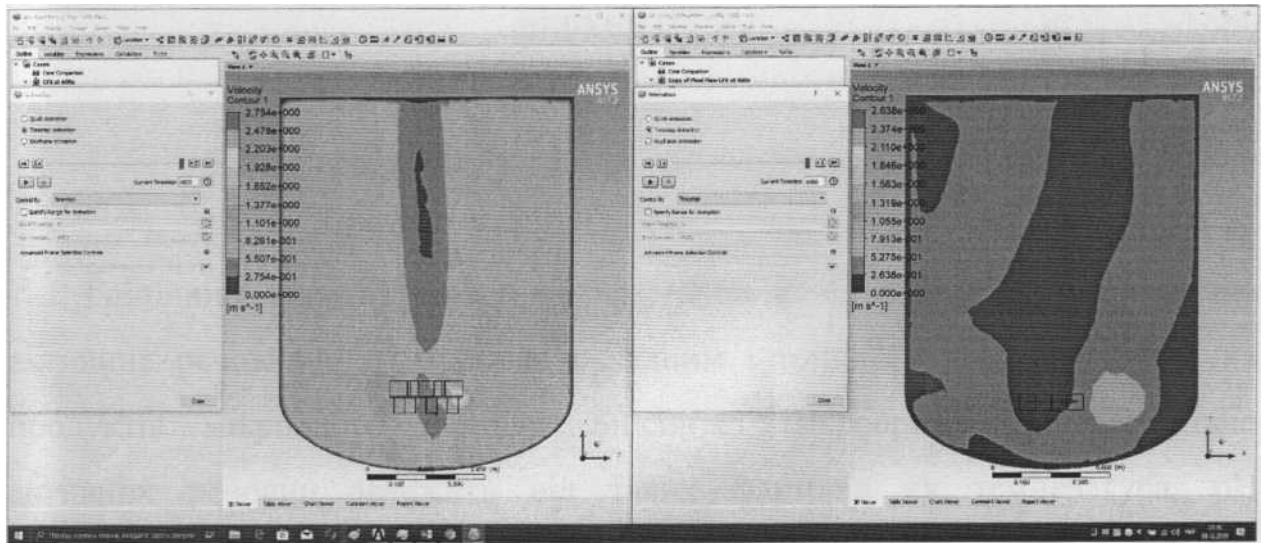


Рисунок 4.20 Моделювання процесу перемішування після 300с

4.3 Висновки

Дослідження за допомогою комп'ютерного моделювання дозволили візуально встановити певні закономірності руху рідини в залежності від конструкції перемішуючого пристрою.

При порівнянні руху рідини з різними перемішуючими пристроями можемо побачити суттєву перевагу модернізованого, як по зменшенню застійних зон, так і по зменшенню часу для повної гомогенізації середовища. Так для модернізованого перемішуючого пристрою час перемішування складає (40с), а для стандартного (160).

В свою чергу це може нам дати інформацію про те, що за однаковий проміжок часу роботи перемішуючих пристроїв гомогенізація середовища в біореакторі з модернізованим перемішуючим пристроєм суттєво більше, ніж при використанні стандартного рішення.

5 ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ ФЕРМЕНТЕРУ

5.1 Призначення та область застосування ферментеру

Глибинне культивування мікроорганізмів - продуцентів біологічно активних речовин - є найбільш складним і тонким процесом одержання продуктів мікробного синтезу. Біосинтез мікроорганізмом біологічно активних речовин залежить від таких факторів як температура, рН середовища й зростаючої культури, концентрація розчиненого кисню, тривалість культивування, конструкція й матеріал устаткування, у якому відбувається процес, та ін.

Для даного процесу використовуються ферментери котлового типу [2].

Процес відбувається у сталих умовах і передбачає нагрівання та охолодження (підтримування однакової температури впродовж визначеного часу) реакційної суміші. Це забезпечується за допомогою рубашки. Оскільки у вигляді як гарячого, так і холодного теплоносія виступає вода, рубашка призначена для подачі в неї рідини (води).

Залежно від застосовуваних методів оцінки роботи ферментери для глибинного вирощування мікроорганізмів підрозділяють на ряд груп по наступних ознаках:

- за способом культивування - на апарати безперервної й періодичної дії;
- за стерильністю - на герметичні й ті, які не потребують строгої герметичності;
- за конструктивними ознаками - на ферментери з дифузором і турбіною, з обертаючими аераторами, з механічними мішалками, із зовнішнім циркуляційним контуром, колонні ферментатори, з

- за способом введення енергії й організації перемішування й аерації - на апарати з підведенням енергії до газової фази, до рідкої фази й комбінованої.

У мікробіологічній промисловості практично всі процеси культивування продуцентів біологічно активних речовин, за винятком дріжджів для одержання БВК на парафінах, гідролізатах і сульфідних лугах, проводяться періодичним способом у стерильних умовах. [1]

Апарати з механічним перемішуванням - найпоширеніша конструкція в сучасній мікробіологічній промисловості. Перспективи подальшого застосування апаратів з механічним перемішуванням пов'язані з високою швидкістю масопередачі кисню й значною економією потужності.

Для культивування був обраний вертикальний апарат з еліптичними кришкою і днищем, а також барботером для аерації та мішалкою для забезпечення однорідного розподілу поживних компонентів та повітря в культуральній рідині, а для забезпечення потрібної температури він був доповнений рубашкою. Конструкція ферментеру призначена для біосинтезу рекомбінантного інсуліну за допомогою *Escherichia coli*, у який вбудовано ген інсуліну вівці.

Апарат такої конструкції можна використовувати для вирощування, за потребою, широкого спектру мікроорганізмів (включаючи умовно патогенні) та грибів, як аеробних, так і анаеробних, оскільки він є класичним ферментером, в якому передбачена, за необхідності, подача повітря барботером для аерації середовища культивування та інтенсифікація перемішування з диспергуванням повітря перемішуючим пристроєм. Номінальний об'єм ферментера, що розробляється складає 1 м^3 . [1, 2]

Технологічний процес, що протікає в обраному ферментері, складається з наступних операцій:

- 1) підготовка ферментера і перевірка його на герметичність;
- 2) стерилізація ферментера;
- 3) завантаження поживним середовищем і ПМ;

4) процес культивування.

Підготовка ферментера і перевірка його на герметичність. Ферментер ретельно промивають водою. Після усунення помічених дефектів ферментер заповнюють водою до рівня занурення барботера і протягом декількох хвилин пропускають повітря, перевіряючи чистоту отворів променів барботера. Паралельно перевіряють індивідуальний фільтр, систему подачі повітря і піногасника.

Ферментер, посівну лінію, фільтр із повітряними комунікаціями, бак з піногасником перевіряють на герметичність за допомогою мильного розчину і гідравлічного тиску.

Стерилізація ферментера. Ферментер і систему комунікацій стерилізують гострою парою, для чого в апарат і систему подають гостру пару. Стерилізацію проводять при надлишковому тиску 120-140 кПа протягом 1,5-2 години. Стерилізацію фільтрів проводять одночасно зі стерилізацією ферментера.

Завантаження поживним середовищем і ПМ. Виробниче ПС засівають посівним матеріалом з посівного апарата при температурі середовища 37°C.
[2]

Процес ферментації. Процес повинен проходити при наступних умовах:

- 1) температура середовища 37°C (регулюється шляхом подачі води в сорочку апарата);
- 2) надлишковий тиск у процесі росту повинне бути 0,1 МПа;
- 3) інтенсивна аерація середовища стерильним повітрям з температурою 37°C;
- 4) тривалість культивування 12 години;
- 5) перемішування 250 об/хв;
- 6) присутність сторонньої мікрофлори не допускається. [3]

5.2 Опис конструкції реактора-змішувача

Схема реактора-змішувача зображена на рисунку 2. Апарат складається із циліндричного корпусу 1 та еліптичної кришки 2, з'єднаних між собою за допомогою фланцевого з'єднання. Корпус реактора оточений рубашкою 5. Апарат оснащений перемішуючим пристроєм 4, який приводиться в рух приводом 3. Реактор встановлюється на чотирьох опорах типу «лапа» 6 [4].

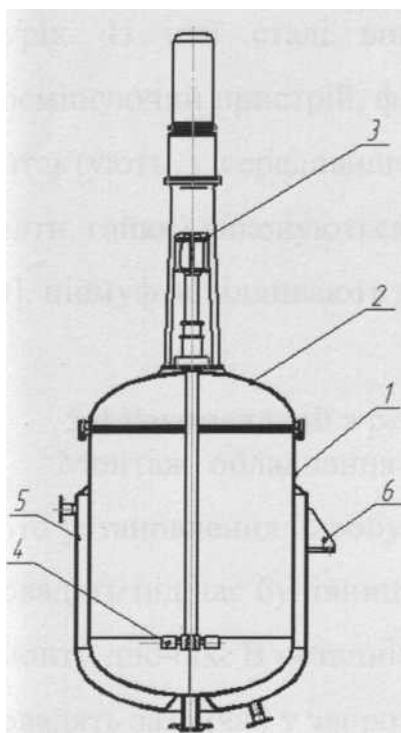


Рисунок 5.2 - Схема реактора-змішувача:

1 - корпус, 2 - кришка, 3 - привід, 4 - перемішуючий пристрій, 5 - рубашка, 6 - опора

5.3 Вибір матеріалів для виготовлення реактора-змішувача

Вибір матеріалів для виготовлення будь-якого апарату залежить від технологічного процесу, що в ньому відбувається. До основних чинників, що впливають на вибір матеріалу, відносяться середовище, що міститься в апараті, тиск і температура [11]. Конструктивний матеріал повинен бути стійким до дії агресивних середовищ та корозії різних видів, мати достатню механічну міцність та стійкість, легко зварюватися, та забезпечувати

надійність зварних з'єднань [20], а також виключати його взаємодію з середовищем, що міститься в апараті.

Основним критерієм при виборі матеріалу для виготовлення реактора-змішувача є середовище в ньому. Обраний матеріал повинен бути хімічно стійким а також легко митися . Найбільш відповідає даним вимогам аустенітна сталь марки 45Х [8]. Швидкість її корозії складає не більше 0,1 мм/рік. Із цієї сталі виготовляють корпус, кришку, днище, рубашку, перемішуючий пристрій, фланці та штуцера апарату, а також інші деталі, що контактують з середовищем, що міститься в апараті. Кріпильні елементи (болти, гайки) виконуються із сталі марки Ст3 [9], опори - із сталі марки 45Х [10], півмуфти відливають зі сталі 35Л [44],

5.4 Рекомендації з ремонту, монтажу та експлуатації ферментеру

Монтаж обладнання на хімічних і нафтопереробних підприємствах, тобто установа виробу чи його складових частин на місці застосування , провадять під час будівництва нових об'єктів, а також під час реконструкції і ремонту діючих. В останніх двох випадках монтажу передують демонтаж, який провадять зазвичай у зворотній послідовності.

Монтажні роботи під час будівництва великих об'єктів виконують спеціалізованими монтажними організаціями. На об'єкті працюють також інші спеціалізовані організації , які виконують будівельні, сантехнічні та електро-монтажні роботи, роботи з хімічного захисту обладнання, монтажу контрольно-вимірювальних приладів і засобів автоматизації тощо.

Дії усіх організацій, які беруть участь у спорудженні об'єкта, координує одна з них, яку називають *генеральним підрядчиком* (зазвичай це будівельна організація). Інші організації, яких залучають до спорудження об'єкта, називають *субпідрядними організаціями*; вони укладають з генеральним підрядчиком договори на виконання відповідного обсягу роботи.

Виробничі підрозділи кожної організації виконують такі види робіт: такелажні (навантажування, розвантажування, переміщення і встановлення обладнання в проектне положення); слюсарно-монтажні (складання обладнання, передусім технологічного); механоскладальні (монтаж і налагодження насосів, компресорів, вентиляторів тощо); монтаж металоконструкцій (складання сходів, площадок для обслуговування тощо); зварювання, прокладання трубопроводів та деякі інші роботи.

Розрізняють три методи монтажу обладнання:

- індустріальний метод
- метод монтажу збільшуваними блоками
- метод монтажу за місцем

Згідно наших потреб обираємо *метод монтажу за місцем*, він полягає у тому, що обладнання складають на місці його установаження з окремих вузлів і деталей. Цим методом користуються під час монтажу конвеєрів, елеваторів, транспортерів, обладнання після капітального ремонту. Метод потребує багато часу і кваліфікованих монтажників.

Незалежно від методу монтажу до його початку мають бути виконані роботи нульового циклу: підготовлені тимчасові під'їзди і проїзди; виготовлені фундаменти; монтажні майданчики покриті збірними залізобетонними плитами, забезпечені водопроводом, каналізацією, електрикою; підготовлені виробничі, адміністративно-побутові і санітарні приміщення; обладнано інструментальні комори й ремонтні майстерні, а також майданчик збільшуваного складання і зберігання обладнання; здійснені заходи з техніки безпеки, охорони праці, протипожежної безпеки і промислової санітарії.

Одним з основних показників якості обладнання хімічних виробництв є його *надійність*, тобто властивість об'єкта зберігати у часі в установлених межах значення усіх параметрів, які характеризують здатність виконувати

потрібні функції в заданих режимах та умовах застосування, технічного обслуговування, зберігання і транспортування (ДСТУ 2860-94).

Надійність є комплексною властивістю, що залежно від призначення об'єкта і умов його застосування може містити в собі безвідмовність, довговічність, ремонтпридатність та збережуваність чи певні поєднання цих властивостей, а термін «надійність» використовують лише для загального не кількісного опису вказаних властивостей.

Обладнання, поверхні якого контактують з рухомим відносно них рідким, газоподібним або твердим середовищем, є найрозповсюдженішим у хімічній промисловості. Такий контакт пов'язаний зі зношуванням деталей і складаних одиниць і є однією з основних причин виникнення поступових відмов обладнання.

На зношення впливають такі фактори: тиск на поверхні тертя; температура поверхні тертя; твердість поверхні тертя; структура поверхні тертя (дрібнозерниста структура підвищує зносостійкість); форма, розміри і напрямки мікронерівностей на поверхні тертя; швидкість ковзання, тобто різниця між швидкостями тіл в точках їх дотику в умовах ковзання; наявність, властивості мастильного матеріалу і умови мащення; форма і розміри зазору між відповідними поверхнями тертя; матеріали поверхонь тертя; наявність вібрації, динамічних навантажень, втоми матеріалів поверхонь тертя [23].

Згідно до вищесказаного можна зробити висновок, що при роботі з обладнанням хімічної промисловості потрібен постійний контроль, ретельні перевірки та регулярні планові ремонти для забезпечення нормальної роботи спорядження та всього підприємства відповідно.

5.5 Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність ферментеру

5.6 Розрахунок об'єму апарату Робочий об'єм апарату розраховуємо за формулою:

$$V_p = V \cdot \varphi;$$

$$V_p = 1 \cdot 0,5 = 0,5 (\text{м}^3).$$

Було обрано апарат з еліптичним днищем і еліптичною знімною кришкою (тип 0).

За ГОСТ 20680-86 приймаємо внутрішній діаметр апарату:

$$D_{\text{вн}} = 1000 \text{ мм} = 1 \text{ м}.$$

$$\text{Висота корпусу } H = 1450 \text{ мм} = 1,450 \text{ м}.$$

Розрахуємо днище апарату. Висоту еліптичної частини днища ферментеру визначимо за формулою:

$$h_{\text{ел}} = 0,25 \cdot D_{\text{вн}};$$

$$h_{\text{ел}} = 0,25 \cdot 1000 = 250 \text{ мм} = 0,25 \text{ м}$$

Оскільки еліптичні днища є стандартними виробами, то за ГОСТ 6533- 78 знаходимо решту конструктивних розмірів днища апарату:

$$h_{\text{о.дн}} = 60 \text{ мм} = 0,06 \text{ м} - \text{висота основи еліптичного днища};$$

$$F_{\text{вн.дн}} = 1,27 \text{ м}^2 - \text{внутрішня поверхня еліптичного днища};$$

$$S_{\text{дн}} = 12 \text{ мм} = 0,012 \text{ м} - \text{товщина стінки еліптичного днища};$$

$$V_{\text{дн}} = 0,1774 \text{ м}^3 \triangleleft - \text{об'єм еліптичного днища}.$$

$$h_{\text{дн}} = h_{\text{ел}} + h_{\text{о.дн}} = 0,25 + 0,06 = 0,31 (\text{м}) - \text{повна висота днища}.$$

Повний об'єм ферментера:

$$V = V_{\text{ц}} + 2 \cdot V_{\text{дн}};$$

$$V_{\text{ц}} = V - 2 \cdot V_{\text{дн}} = 1 - 2 \cdot 0,1774 = 0,64 (\text{м}^3).$$

Висота циліндричної частини апарату:

$$H_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{ц}}}{F} = \frac{V_{\text{ц}} \cdot 4}{\pi \cdot D_{\text{вн}}^2};$$

$$H_{\text{ц}} = \frac{0,6452 \cdot 4}{3,14 \cdot 1^2} = 0,82 (\text{м}).$$

Загальна висота апарату:

$$H_{\text{заг}} = H_{\text{ц}} + 2 \cdot h_{\text{дон}} = 0,82 + 2 \cdot 0,31 = 1,44 (\text{м}).$$

5.7 Розрахунок перемішуючого пристрою

Для перемішування середовища обрано турбінну мішалку.

Діаметр даної мішалки визначимо за формулою:

$$d_{\text{м}} = \frac{D_{\text{вн}}}{4} = \frac{1000}{4} = 0,25 \text{ м.}$$

Зі стандартного ряду обираємо мішалку діаметром $d_{\text{м}} = 0,25 \text{ м.}$

Повинні зберігатись такі основні параметри:

$$\frac{h_{\text{м}}}{d_{\text{м}}} = 0,2;$$

$$\frac{h}{d_{\text{м}}} = 0,4;$$

$$\xi_{\text{м}} = 8,4;$$

$$\frac{l}{d_{\text{м}}} = 0,25$$

Розрахуємо геометричні розміри мішалки. Висота

перемішуючого пристрою:

$$h_m = d_m \cdot 0.2 = 0.25 \cdot 0.2 = 0.05 \text{ м.}$$

Відстань до днища апарату:

$$h = d_m \cdot 0.9 = 0.25 \cdot 0.9 = 0.225 \text{ м,}$$

Ширина лопасті:

$$l = d_m \cdot 0.25 = 0.25 \cdot 0.25 = 0.0625 \text{ м.}$$

5.8 Розрахунок потужності, що витрачається на перемішування

Розрахуємо потужність приводу перемішуючого пристрою. Для мішалки приймаємо оптимальну кутову швидкість мішалки: $\omega = 3 \text{ м / с. [10]}$

Частота обертання мішалки:

$$n = \frac{\omega}{\pi \cdot d_m},$$

$$n = \frac{3}{3.14 \cdot 0.25} = 8,819 \text{ (с}^{-1}\text{)}.$$

При роботі мішалки для перемішування середовища без врахування впливу допоміжних пристроїв потужність, що споживається:

$$N_m = K_N \cdot \rho_c \cdot n^3 \cdot d_m^5;$$

де K_N – критерій потужності, що залежить від інтенсивності перемішування і характеризується центробіжним критерієм Рейнольдса:

$$\text{Re}_\eta = \frac{\rho_c \cdot n \cdot d_m^2}{\mu_c},$$

$$\text{Re}_\eta = \frac{1008 \cdot 4 \cdot 0.25^2}{697.76 \cdot 10^{-6}} = 0,35 \cdot 10^6.$$

За графіком нормалі знаходимо значення $K_N = f(\text{Re}_\eta)$:

$$K_N = 1.$$

Тоді за (5.14) потужність, що споживається становить:

$$N_m = 2 \cdot 1008 \cdot 4^3 \cdot 0.25^5 = 0,126 \text{ (кВт)},$$

Тоді розрахункова потужність на валу мішалки:

$$N_p = k_1 \cdot k_2 \cdot (\sum k + 1) \cdot N_m;$$

де k_2 – коефіцієнт, що враховує збільшення потужності, що споживається, при пуску чи в результаті збільшення опору середовища при перемішуванні, приймаємо $k_2 = 1.1$. [11]

Коефіцієнт, що враховує ступінь заповнення апарату середовищем:

$$k_1 = \frac{H_p}{D_{\text{вн}}},$$

$$k_1 = \frac{H_{\text{заг}} \cdot \varphi}{D_{\text{вн}}} = \frac{1,45 \cdot 0,5}{1} = 0,725.$$

Сума коефіцієнтів, що враховують збільшення потужності через наявність в апараті допоміжних пристроїв:

$$\sum k = 0,2 + 0,1 = 0,3.$$

Тоді:

$$N_p = 0,725 \cdot 1,1 \cdot (0,3 + 1) \cdot 0,126 = 0,13 (\text{кВт}).$$

Потужність на подолання тертя в ущільненні вала:

$$N_c = 2 \cdot n \cdot d_s^2 \cdot S_c \cdot \rho \cdot \left(e^{\frac{0,1 \cdot h_c}{S_c}} - 1 \right),$$

де робочий тиск повітря в апараті над рівнем рідини приймаємо

$$p = 24520 \text{ Н/м}^2. [12]$$

Діаметр валу мішалки обираємо за об'ємом апарату $d_s = 0,25 \text{ м}$:

Товщина сальникової набивки:

$$S_c = 0,044 \cdot \sqrt{d_s};$$

Тоді:

$$S_c = 0,044 \cdot \sqrt{0,25} = 0,0069 (\text{м})$$

Висота набивки сальнику складає:

$$h_c = 6 \cdot S_c,$$

$$h_c = 6 \cdot 0,0069 = 0,0414 (\text{м}).$$

Отже:

$$N_c = 2 \cdot n \cdot d_n^2 \cdot S_c \cdot \rho \cdot \left(e^{\frac{0,1 \cdot h_c}{S_c}} - 1 \right) = 2 \cdot 4 \cdot 0,025^2 \cdot 0,0069 \cdot 1008 \cdot \left(e^{\frac{0,1 \cdot 0,0069}{0,0414}} - 1 \right) = 0,00058 (Вт).$$

Кінцева встановлена потужності приводного електродвигуна для перемішуючого пристрою ферментера:

$$N_{уст} = 1,15 \cdot \frac{N_p + N_c}{\eta};$$

де $\eta = 0,85$ – ККД редуктора приводу.

Тобто:

$$N_{уст} = 1,15 \cdot \frac{0,13 + 0,00058 \cdot 10^{-3}}{0,85} = 0,153 (кВт).$$

5.9 Тепловий розрахунок

В процесі життєдіяльності мікроорганізмів виділяється тепло. Оскільки відбувається підвищення температури культуральної рідини, синтез інсіліну уповільнюється. З часом можлива загибель мікроорганізму. Для вирішення даної проблеми ферментер повинен бути обладнаний теплообмінними пристроями (змійовиками, рубашкою, тепловими трубами). Для відведення теплоти, що виділяється при біохімічних реакціях і в результаті інтенсивного перемішування встановлюємо рубашку [13, 15].

Тепловиділення становить:

$$\Delta H = 16,8 \cdot 10^3 (кДж/кг) [22].$$

Для спрощення розрахунків приймаємо, що біосинтез відбувається протягом $\tau = 12 год$, і виділення тепла в цей період відбувається рівномірно. Тоді кількість біологічного тепла, що виділяється культурою:

$$G_0 = V \cdot 5 \cdot 10^3 = 1 \cdot 5 \cdot 10^3 = 5 кг,$$

$$Q_0 = \Delta H \cdot \frac{G_0}{\tau} = 16,8 \cdot 10^3 \cdot \frac{5}{12 \cdot 3600} = 1,94 кВт,$$

Теплоту, яка утворюється в ферментері внаслідок перемішування, реакції і потрапляє з повітрям [16].

$$Q_1 = Q_m + Q_b + Q_{пов}$$

де $Q_{пов}$ – тепло, що потрапляє в ферментер з повітрям. В розрахунках його можна не враховувати, оскільки величина його не значна, бо повітря подається в апарат з температурою, близькою до температури середовища; тепло, що виділяється при роботі мішалки – $Q_m = N_m = 0.126 (кВт)$.

Тоді загальна теплота, що утворюється в ферментері складає:

$$Q_1 = Q_m + Q_b + Q_{пов} = 0.126 + 1.94 + 0.0225 = 2.0885 (кВт),$$

Для уникнення перегріву середовища тепло, що виділяється, відводять. Тепло відводиться охолоджуючою водою $Q_{вод}$, повітрям $Q_{воз}$, що подається на аерацію культури, тепловипромінюванням $Q_{изл}$.

Тепловий баланс ферментера:

$$Q_{ф} = Q_{вод} + Q_{пов} + Q_{изл}$$

Втрати на тепловипромінювання в оточуюче середовище приймаємо 2% від Q_1 :

$$Q_{изл} = 0.02 \cdot Q_1,$$

$$Q_{изл} = 0.02 \cdot 0.1485 = 0.29 (кВт),$$

Тепло, що відводиться водою:

$$Q_{вод} = Q_1 - Q_{изл} = 2.0885 - 0.0029 = 2 (кВт),$$

Витрати води для відводу тепла (охолодження ферментера):

$$G_{вод} = \frac{Q_{вод}}{c_v \cdot (t_v'' - t_v')} = \frac{0.1455 \cdot 10^3}{4190 \cdot (30 - 20)} = 0.0034 (кг / с),$$

Необхідна поверхня охолодження ферментера:

$$F = \frac{Q_{\text{оод}}}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}}},$$

де k – коефіцієнт теплопередачі від охолоджуючої води до охолоджуючого середовища [17].

Розрахуємо середню різницю температур $\Delta t_{\text{ср}}$:

$$\Delta t_{\text{б}} = t_{\text{с}} - t_{\text{а}}' = 37 - 20 = 17 (K),$$

$$\Delta t_{\text{м}} = t_{\text{с}} - t_{\text{а}}'' = 37 - 30 = 7 (K),$$

$$\frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{17}{7} = 2.4 \geq 2,$$

тому для визначення середньої різниці температур обираємо формулу:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}} = \frac{17 - 7}{\ln \frac{17}{7}} = 11.27 (K).$$

Для апаратів з рубашками при перемішуванні мішалкою коефіцієнт тепловіддачі від середовища, що перемішується, до стінки визначають з рівняння:

$$\alpha_1 = Nu_c \cdot Re_c^{0.67} \cdot Pr_c^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\mu_{c_{\text{ст}}}} \right)^{0.14},$$

Критерій Нуссельта, що характеризує інтенсивність тепловіддачі на межі потік - стінка:

$$Nu_c = 0.36 \cdot \frac{\lambda_c}{D_{\text{вн}}},$$

Критерій Рейнольдса, що характеризує співвідношення сил інерції та молекулярного тертя в потоці:

$$Re_c = \frac{\rho_c \cdot n \cdot d_{\text{м}}^2}{\mu_c},$$

Критерій Прандтля, що характеризує фізичні властивості потоку:

$$Pr_c = \frac{c_c \cdot \mu_c}{\lambda_c},$$

Після підстановки значень критеріїв, що входять в неї, вона приймає наступний вигляд: [16,17].

$$\alpha_1 = 0.36 \cdot \frac{\lambda_c}{D_{\text{вн}}} \cdot \left(\frac{\rho_c \cdot n \cdot d_m^2}{\mu_c} \right)^{0.67} \cdot \left(\frac{c_c \cdot \mu_c}{\lambda_c} \right)^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\mu_{c_{\text{ст}}}} \right)^{0.14},$$

де $\mu_{c_{\text{ст}}}$ і μ_c – коефіцієнт динамічної в'язкості середовища при температурі стінки і при середній температурі рідини [18].

Звідси коефіцієнт тепловіддачі від середовища, що перемішується, до стінки:

$$\alpha_1 = 0.36 \cdot \frac{\lambda_c}{D_{\text{вн}}} \cdot \left(\frac{\rho_c \cdot n \cdot d_m^2}{\mu_c} \right)^{0.67} \cdot \left(\frac{c_c \cdot \mu_c}{\lambda_c} \right)^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\mu_{c_{\text{ст}}}} \right)^{0.14} = 0.36 \cdot \frac{0.589}{1} \cdot \left(\frac{1008 \cdot 4 \cdot 0.25^2}{697.76 \cdot 10^{-6}} \right)^{0.67} \cdot \left(\frac{3.7 \cdot 10^3 \cdot 697.76 \cdot 10^{-6}}{0.589} \right)^{0.33} \cdot \left(\frac{697.76 \cdot 10^{-6}}{701.1 \cdot 10^{-6}} \right)^{0.14} = 1826 \text{ (Вт / м}^2 \cdot \text{К)},$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки ферментера до охолоджуючої води визначаємо за формулою для потоку кільцевого перерізу:

$$\alpha_2 = \frac{Nu_n \cdot \lambda_a}{d_{\text{зов.а}}},$$

де зовнішній діаметр корпусу ферментера:

$$d_{\text{зов.а}} = D_{\text{вн}} + 2 \cdot S = 1 + 2 \cdot 0.012 = 1.024 \text{ (м)},$$

внутрішній діаметр рубашки ферментеру:

$$D_{\text{вн.с.}} = d_{\text{зов.а}} + 2 \cdot 0.038 = 1.024 + 0.076 = 1.1 \text{ (м)},$$

Критерій Нуссельта, що характеризує інтенсивність тепловіддачі на межі потік - стінка:

$$Nu_g = 0.023 \cdot Re_g^{0.8} \cdot Pr_g^{0.4} \cdot \left(\frac{D_{\text{вн.с.}}}{d_{\text{канал}}} \right)^{0.45},$$

Критерій Рейнольдса, що характеризує співвідношення сил інерції та молекулярного тертя в потоці:

$$Re_a = \frac{\omega \cdot d_{\text{зов.а}}}{\nu_g},$$

Швидкість води в рубашці ферментеру:

$$\omega_s = \frac{G_s}{0.785 \cdot (D_{\text{вн.с}}^2 - d_{\text{зов.а}}^2) \cdot \rho_s} = \frac{0.0034}{0.785 \cdot (1.1^2 - 1.024^2) \cdot 988} = 0.000027 \text{ (м/с)},$$

Звідки;

$$\text{Re}_s = \frac{\omega_s \cdot d_{\text{зов.а}}}{\nu_s} = \frac{0.000027 \cdot 1.024}{0.84 \cdot 10^{-6}} = 33,$$

Оскільки критерій Рейнольдса $\text{Re}=33$ тоді коефіцієнт тепловіддачі виходить з рівняння

$$\text{Nu}_s = 0.76 \cdot (\text{Gr Pr})^{0.25} = 0.76 \cdot (116.76 \cdot 10^9)^{0.25} = 444.2$$

$$\text{Gr Pr} = H_p (t_{\text{см}} - \theta_{\text{сп}}) B = 0.785 \cdot (37 - 25) \cdot 21.25 \cdot 10^9 = 116.76 \cdot 10^9$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки ферментера до охолоджуючої води:

$$\alpha_2 = \frac{\text{Nu}_s \cdot \lambda_s}{d_{\text{вн.а}}} = \frac{444.2 \cdot 0.63}{1.024} = 273 \text{ (Вт/м}^2 \cdot \text{К)},$$

Коефіцієнт теплопередачі від середовища, що охолоджується, до охолоджуючої води [18]:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{R_{\text{нак}}} + \frac{1}{\alpha_1} + \frac{S}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{1}{R_{\text{орг}}}},$$

де товщина стінки ферментера $S = 0.012 \text{ м}$, коефіцієнт теплопровідності стінки ферментера (сталі) $\lambda_{\text{ст}} = 465 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$, коефіцієнти тепловіддачі, які враховують забруднення стінок відкладеннями в процесі експлуатації, що

призводить до погіршення коефіцієнту теплопередачі, становлять

$$\frac{1}{R_{\text{нак}}} = 3000 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К} \text{ і } \frac{1}{R_{\text{оре}}} = 5800 \text{ Вт/м}^2 \text{К} [19].$$

Тоді з :

$$k = \frac{1}{\frac{1}{R_{\text{нак}}} + \frac{1}{\alpha_1} + \frac{S}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{1}{R_{\text{оре}}}} = \frac{1}{\frac{1}{3000} + \frac{1}{1826} + \frac{0.012}{46.5} + \frac{1}{273} + \frac{1}{5800}} = 201 (\text{Вт/м}^2 \text{К}),$$

Поверхня охолодження рубашки ферментера:

$$F = \frac{Q_{\text{над}}}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{2.0885}{201 \cdot 11.27} \cdot 10^3 = 0.92 (\text{м}^2),$$

При діаметрі корпусу ферментера $d_{\text{зов.а}} = D_{\text{ст}} + 2 \cdot S = 1 + 2 \cdot 0.012 = 1.024 (\text{м})$

висота рубашки:

$$H_p = \frac{F}{\pi \cdot D_{\text{ст}}},$$

$$H_p = \frac{0.92}{3.14 \cdot 1.024} = 0.285 (\text{м}),$$

$$0.285 \leq 0.5.$$

Поверхня теплообміну рубашки апарата забезпечить заданий температурний режим протягом його роботи без додаткових теплообмінників [19].

5.10 Розрахунок штуцерів реактора-змішувача

Вихідні дані:

- додаток до розрахункової товщини стінки $c' = 1,5 \text{ мм}$;
- допустиме напруження матеріалу штуцера $[\sigma] = 267 \text{ МПа}$;

– коефіцієнт міцності зварних швів $\varphi = 0,95$.

У таблиці 10 наведено перелік штуцерів, їх умовний діаметр та основні параметри фланцевого з'єднання останніх з трубопроводами.

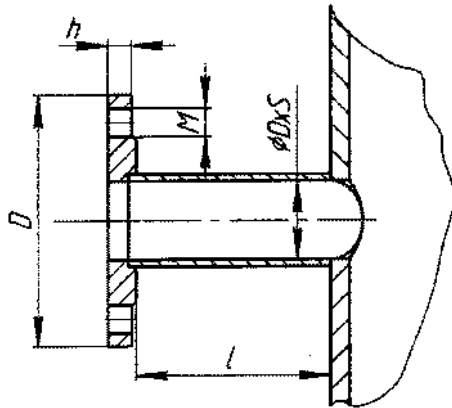


Рисунок 5.6 - Розрахункова схема для розрахунку штуцерів.

Товщини стінок патрубків розраховуємо за формулою [20]:

$$S^R = \frac{p \cdot D_y}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - p} \quad (19)$$

Штуцер для входу продукту, входу і виходу води, оглядового вікна а також запасний ($D_y = 50$ мм):

$$S_1^R = S_3^R = S_4^R = S_6^R = S_7^R = \frac{1,0 \cdot 0,05}{2 \cdot 267 \cdot 0,95 - 1,0} = 0,1 \text{ мм},$$

з урахуванням додатку c' :

$$S_1' = S_1^R + c' = 0,1 + 1,5 = 1,6 \text{ мм}.$$

Штуцер для виходу продукту ($D_y = 100$ мм):

$$S_2^R = \frac{1,0 \cdot 0,1}{2 \cdot 267 \cdot 0,95 - 1,0} = 0,2 \text{ мм},$$

з урахуванням додатку c' :

$$S_2' = S_2^R + c' = 0,2 + 1,5 = 1,7 \text{ мм}.$$

Штуцер для гільзи термометру ($D_y = 20$ мм):

$$S_5^R = \frac{1,0 \cdot 0,02}{2 \cdot 267 \cdot 0,95 - 1,0} = 0,4 \text{ мм},$$

з урахуванням додатку c' :

$$S_5' = S_5^R + c' = 0,4 + 1,5 = 1,9 \text{ мм}.$$

Приймаємо товщину стінок всіх штуцерів рівною 2мм.

Довжину штуцерів визначаємо за формулою [20]:

$$l = 1,25 \cdot \sqrt{D_y \cdot (S - c')} \quad (20)$$

Штуцер для входу продукту, входу і виходу води, оглядового вікна а також запасний ($D_y = 50 \text{ мм}$):

$$l_1 = l_3 = l_4 = l_6 = l_7 = 1,25 \cdot \sqrt{0,05 \cdot (0,002 - 0,0015)} = 0,006 \text{ м}.$$

Штуцер для виходу продукту ($D_y = 50 \text{ мм}$):

$$l_2 = 1,25 \cdot \sqrt{0,1 \cdot (0,002 - 0,0015)} = 0,009 \text{ м}.$$

Розраховане значення виліту штуцерів має досить мале значення, тоді (для зручності з'єднання з трубопроводами) приймаємо їх рівними 120мм.

5.11 Розрахунок на міцність і стійкість ферментера Метою розрахунку на міцність елементів біореактора є перевірка чи витрамають дані елементи навантаження що будуть виникати в даному реаторі у процесі роботи.

Вихідні дані

Робочий об'єм апарата

$$V_p = 1 \text{ м}^3$$

Маса апарата

$$m = 1700 \text{ кг}$$

Надлишковий тиск у апараті

$$P = 0,1 \text{ МПа}$$

Властивості матеріалу ферментера (Таблиця 1)

| Property | Value | Units |
|-------------------------------|-------------|-------------------|
| Elastic Modulus | 19239995712 | N/m ² |
| Poisson's Ratio | 0.27 | N/A |
| Shear Modulus | | N/m ² |
| Mass Density | 8000 | kg/m ³ |
| Tensile Strength | 580000000.0 | N/m ² |
| Compressive Strength | | N/m ² |
| Yield Strength | 172368932.3 | N/m ² |
| Thermal Expansion Coefficient | 1.6E-005 | /K |

Таблиця 5.1 Фізичні властивості сталь 45X

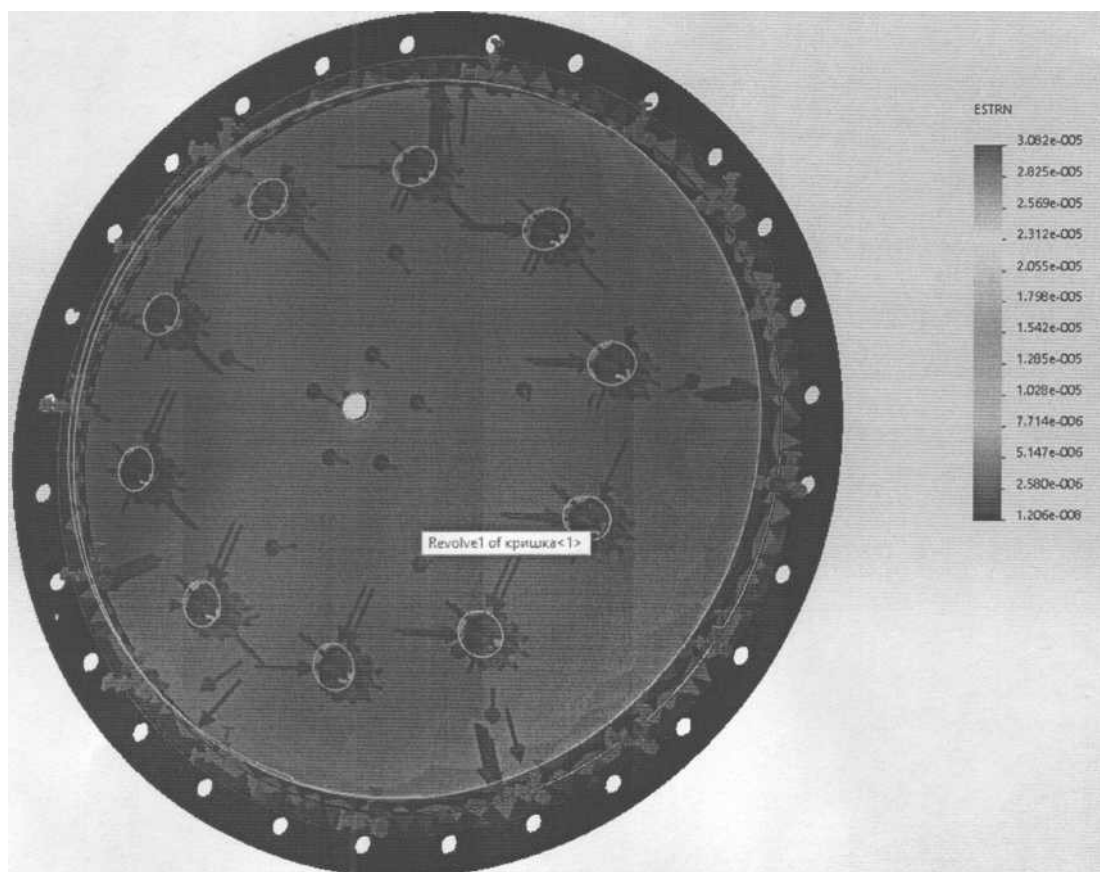
Статичний аналіз вибраної конструкції будемо проводити за допомогою програми для графічного моделювання SolidWorks. Для спрощення розрахунків та отримання більш детальних результатів навантаження будемо проводити не на весь апарат, а на кожен його елемент окремо. Елементи будуть піддаватись надлишковому тиску 0.1 МПа.

Хід проведення розрахунків

1. Розрахунки проводимо у середовищі SolidWorks, блоці «Simulation».
2. Використовуючи бібліотеки середовища задаємось фізичними властивостями матеріалу (Табл. 1).
3. Запускаємо розрахунки.

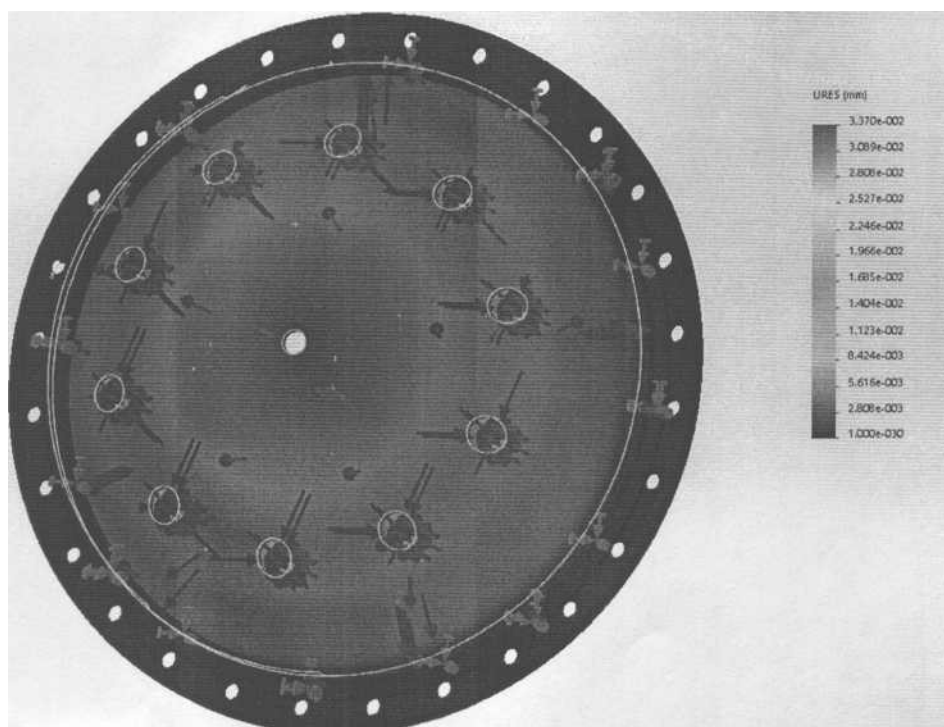
Результати конструктивного розрахунку

Деформації що утворюються у кришці під час роботи (Рис.5.3)



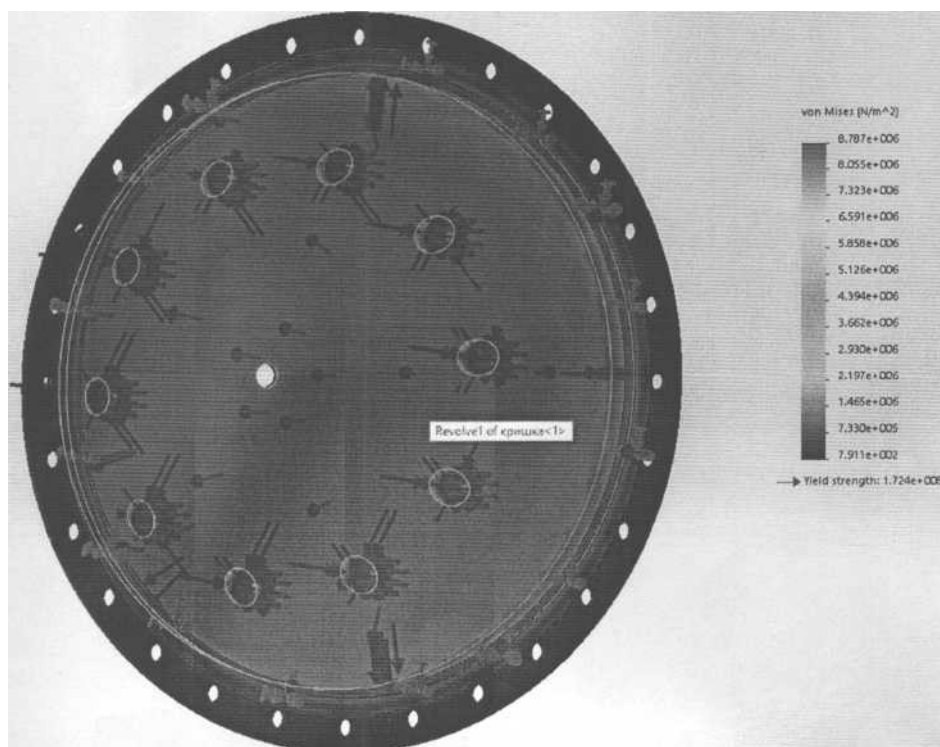
Деформації у кришці. Рисунок 5.1

Переміщення що виникають у матеріалі під час навантаження Рис.5.2



Переміщення у кришці. Рисунок 5.2

Напруження, що виникають у кришці (Рис.5.3)



Напруження у кришці Рисунок 5.3.

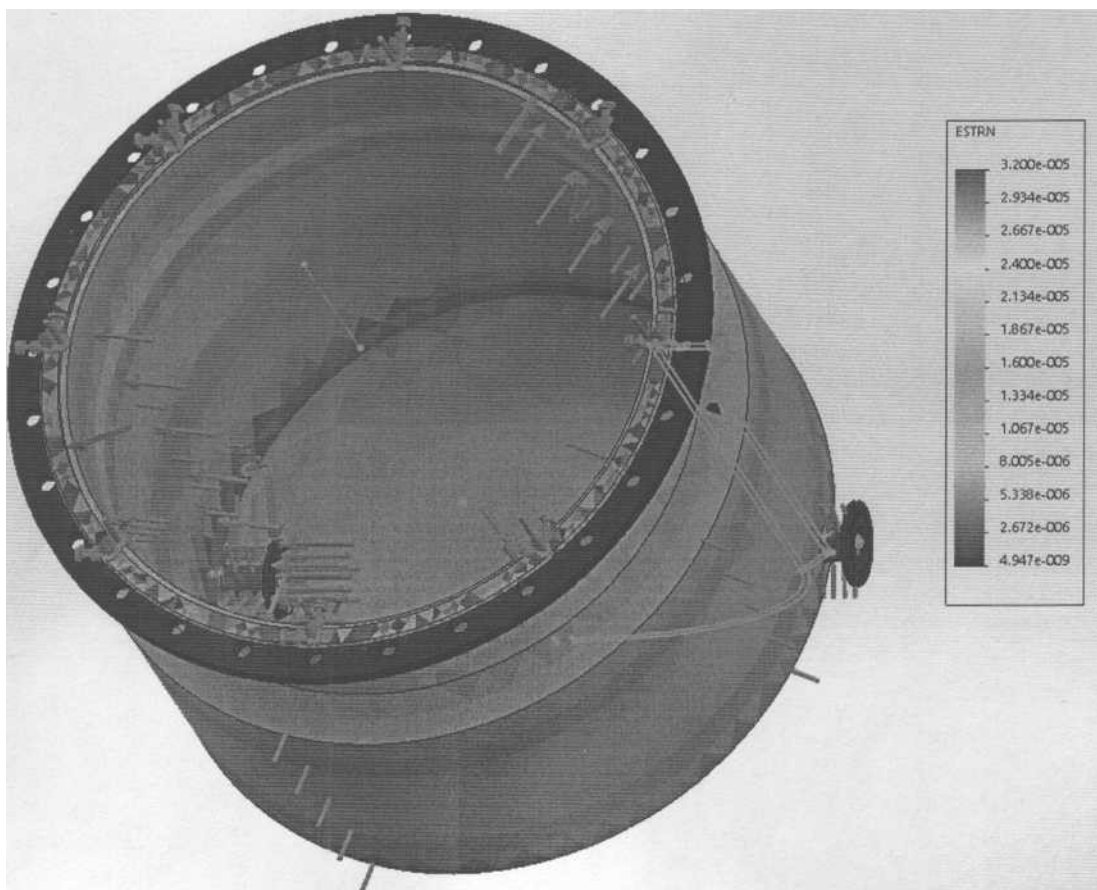
5.12 Аналіз результатів

Отримані результати показують, що даний елемент повністю витримує навантаження при цьому максимальні переміщення дорівнюють $3,37 \cdot 10^{-2}$ мм.

Максимальні деформації: $3,082 \cdot 10^{-5}$ мм. А максимальні напруження не перевищують допустимих.

Результати конструктивного розрахунку

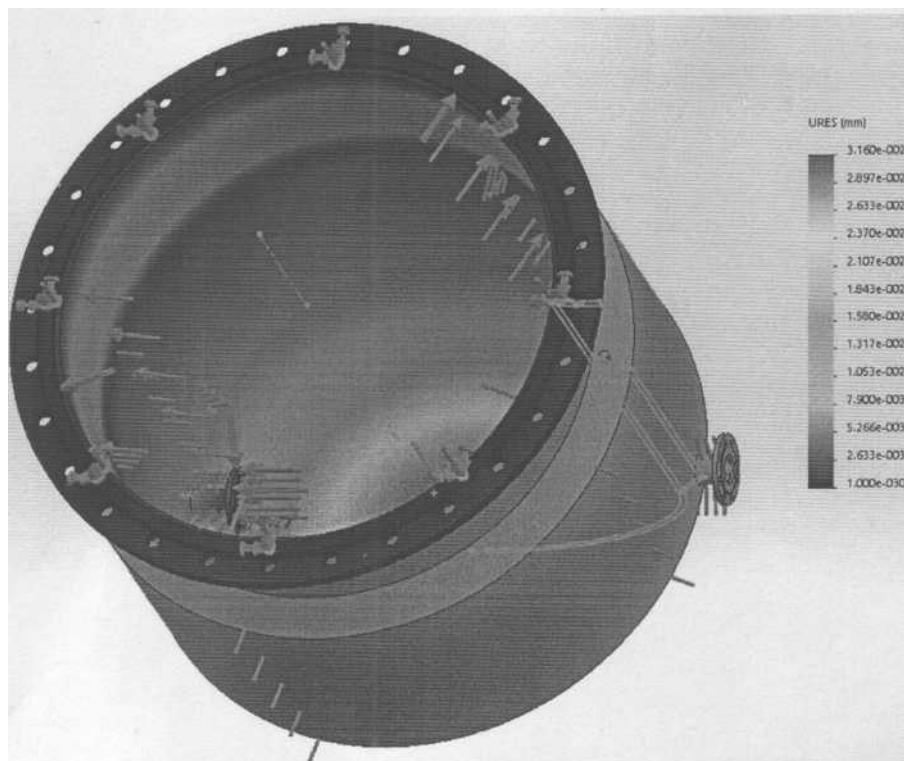
На (Рис.5.4) можна побачити деформації які виникають у корпусі апарата при дії навантаження в 0.1 МПа.



Деформації у корпусі апарата Рисунок 5.4.

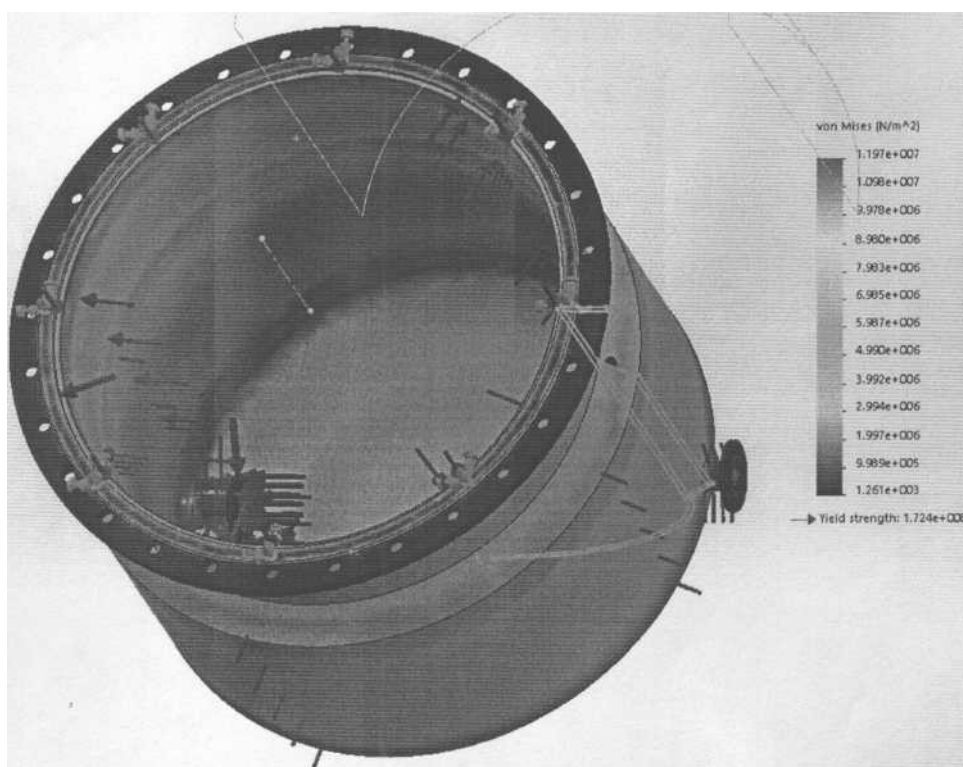
На (Рис.5.5) зображені переміщення в апараті під дією навантаження.

заданого



Переміщення у корпусі апарата Рисунок 5.5

Напруження, що виникають у корпусі (Рис.5.6)



Епюра напружень Рисунок 5.6

5.13 Аналіз результатів

Отримані результати показують, що даний елемент повністю витримує навантаження при цьому максимальні переміщення дорівнюють $3,16 \cdot 10^{-2} \text{ мм}$.

Максимальні деформації: $3,2 \cdot 10^{-5}$ – А максимальні напруження не перевищують допустимих.

Висновок: провівши симуляції у програмі графічного моделювання SolidWorks я впевнився у надійності конструкції ферментера. Він працюватиме при запропонованому надлишковому тиску без жодних пошкоджень.

5.14 Рівень стандартизації та уніфікації реактора-змішувача

Вихідні дані:

- загальна кількість деталей у реакторі-змішувачі $D_{\Sigma}^{p.3} = 451$ шт;
- кількість запозичених деталей у реакторі-змішувачі $D_{zn}^{p.3} = 437$ шт;
- кількість уніфікованих деталей у реакторі-змішувачі $D_y^{p.3} = 14$ шт;
- кількість стандартних деталей у реакторі-змішувачі $D_{ct}^{p.3} = 396$ шт;
- кількість оригінальних деталей, виготовлених за маркопрофілем у реакторі-змішувачі $D_{op}^{M.p.3} = 14$ шт;
- кількість використаних типрозмірів або маркопрофілів матеріалів у реакторі-змішувачі $K_m^{M.p.3} = 8$ шт.

Коефіцієнт уніфікації:

$$K_y^{p.3} = \frac{D_y^{p.3}}{D_{заг}^{p.3} - D_{ст}^{p.3}} = \frac{14}{451 - 396} = 0,25.$$

Коефіцієнт конструктивної наступності:

$$K_{пр}^{p.3} = \frac{D_{зн}^{p.3}}{D_{заг}^{p.3}} = \frac{437}{451} = 0,97.$$

Коефіцієнт застосування:

$$K_{пм}^{p.3} = \frac{K_m^{м.р.3}}{D_{ор}^{м.р.3}} = \frac{8}{14} = 0,57.$$

5.15 Монтаж ферментеру

Нижні чи підвісні опори служать для установки апарата на фундамент чи на спеціальну конструкцію, що несе або перекриття між поверхами. Пристрої, що перемішують, а також внутрішні пристрої можуть бути виготовлені з вуглецевих сталей з наступним емалюванням чи зі сталей 12X18H10T; 10X17H13M2T; 10X17H13M3, корозійностійкого сплаву ХН65М13 або фторопласта-4. По прибуттю емалевого апарату до місця призначення протягом 10 днів перевіряється комплектність і цілісність виробу і склоемалевого покриття. Стропування, транспортування частин, що поступили до місця монтажу чи проміжного збереження роблять по схемах, приведених у паспорті, підйомно-розвантажувальні роботи проводять плавно без різких поштовхів і ударів.

Консистентні мастила видаляють бязевою тканиною, змоченою уайт-спіритом чи бензином, а потім сухою бяззю.

В хімічній та нафтохімічній промисловості в апаратах з перемішувачами пристроями використовуються мотори-редуктори марок МР1-315, МР1-500 та МПО-1, МПО-2, МПО 2М-10 та МЛО 2М-15, які складаються з блоку електродвигуна та планетарного редуктора. В залежності від місця установки, його розташування на монтажній площадці

чи в цеху попередньо готується фундамент (для апарата з нижніми опорами), або металеві конструкції, що несуть (для апаратів з боковими опорами).

Установку апарата на фундамент, споруджений за 10 і більше днів до монтажу, проводять при постійному контролі вертикальності осі, перевіряючи по контрольних рисках або за допомогою рівнеміру, установленому на контрольній площадці. Для вивірки положення апарата користуються регульовальними (віджимними) гвинтами або іншими монтажними пристроями. Установку здійснюють, використовуючи наявні вантажопідйомні механізми: мостові крани, тельфери, електроталі, автокрани і т.п. При переміщенні вузлів по приміщенні необхідно стежити за тим, щоб емалеві поверхні не терлися по підлозі, стелажам, землі, підставкам. Перекантування також забороняється. Між підставками і емалевою поверхнею підкладають м'який матеріал: гуму, азбест або повсть. Поблизу емалевої поверхні не допускається проводити зварювальні роботи. До стінок апарата, в якого інша сторона покрита склосмаллю, не допускається приварку деталей чи металоконструкції. А при вогневому різанні полум'я пальника не повинно торкатися емалевої поверхні.

При роботі у середині апарата рекомендується використовувати взуття на гумовій підошві або підстилати гумовий килим на емалеву поверхню. Інструмент і пристосування повинні знаходитися в м'яких чохлах.

Перевірка технічного стану апарата, після установки на фундамент (для апаратів зі знятим приводом і закріпленою мішалкою):

- перевірити вертикальність осі приводу мішалки;
- відкрити кришку люка, зняти шпильки, бруски, хомути і інші деталі, що закріплювали вал мішалки під час транспортування і видалити їх з апарату при дотриманні запобіжних заходів;
- зняти стопор мішалки на стійці приводу;
- установити мотор-редуктор на стійку приводу;
- відцентрувати мотор-редуктор з валом пристрою, що переміщує, і з'єднати їх муфтою згідно складального креслення;

- перевірити шляхом повороту пристрою, що перемішує, обертання вентилятора електродвигуна вручну, правильність збірки, плавність ходу, відсутність заїдання вала в місцях ущільнення;
- при необхідності перевірити радіальне биття нижнього кінця вала мішалки в залежності від частоти обертання і відношення повної довжини вала до його діаметра.

Монтаж апаратів, пристроїв, що перемішують, поставляються окремою поставною частиною:

кришку апарата зняти і установити на надійно закріпленій металоконструкції (підставці), попередньо поклавши на неї м'які прокладки (гуму, повсть);

- установити на кришку стійку приводу з мотор-редуктором;
- знизу через ущільнення уставити вал мішалки і з'єднати його муфтою з валом мотор-редуктора, при цьому не допустити ушкодження вкладиша і кілець сальникового ущільнення, манжетів ущільнювачів підшипника, а при наявності торцевого ущільнення - тертьової пари;
- закріпити на валу підшипник;
- перевірити плавність ходу мішалки від руки;
- перевірити радіальне биття мішалки.

Перед установкою кришки, на дно апарата необхідно покласти листову гуму чи повсть, щоб запобігти ушкодження емалі при випадковому падінні інструмента або кріпильних деталей.

5.16 Ремонт ферментеру

Відновлення поверхні склоемалевого покриття хімічної апаратури методом плазмового напилювання проводиться у такий спосіб.

Ушкоджену ділянку емалевого покриття очищають від залишків продуктів реакції, а також продуктів корозії. Для цієї мети використовуються дерев'яні, алюмінієві чи інші шкребки, після чого за допомогою механічної щітки, шліфувального кола чи інших пристосувань

поверхню конструкційного матеріалу очищають до блиску, без слідів корозії. Дана поверхня не повинна мати гострих країв, задирок, сколів і інших неоднорідностей. Далі зачищену ділянку ретельно просочують спиртом, прикладаючи до поверхні емалі просочену серветку, з метою видалення вологи і знежирення. Для цієї мети застосовують стисле повітря, попередньо очищене від масла (повітря повинно відповідати ГОСТ 17433-80).

Підготовку поверхні проводять не більше ніж за 3 години до проведення ремонту, щоб уникнути повторного забруднення чи появи нових площ корозії. Для цього можуть бути використані зубило, шкребок, шкурка, потім поверхня промивається бензином чи ацетоном.

Поверхню далі сушать на повітрі при температурі 15-200°C в на протязі 6 годин і кистю наносять шар лаку або смоли. Після цього шар просушують протягом 4 годин при температурі 900 °C. Неушкоджену поверхню прикривають листовим азбестом. Останнім часом розроблено багато способів нанесення покриття газополум'яним вихровим і вібраційним напиленням захисних порошків. Для цього антикорозійні матеріали проходять підготовку шляхом просушування (прожарювання) у сушильній шафі з наступним охолодженням, потім їх просівають на ситах для одержання фракції 160 мкн. Інтервал між сушкою і напиленням не повинний перевищувати однієї години. Епоксидну смолу підігрівають у сушильній шафі при температурі 100-110°C на протязі 24 годин для видалення пухирців повітря і поступово охолоджують до температури 18-24°C. Двоокис хрому попередньо просіяну необхідно також просушити на протязі 2-3 годин при температурі 90-105°C і охолодити до 18-25°C. Компоненти порошкової композиції потрібно ретельно перемішати, переважно в кульковому млину.

У живильник плазмотрона засипають 0,2-0,4 кг двоокису цирконію і щільно прикривають кришкою. Подають воду для охолодження плазмотрона, подають аргон і включають зварювальний випрямляч. Запуск плазмотрона

проводиться при введенні в сопло графітового стрижня, при цьому відбувається закорочення анода (сопла) і катода (стрижня). Після перевірки роботи плазмотрона на протязі 0,5-1 хвилини починається безпосереднє напилювання. Напилювання здійснюють плавним переміщенням від краю ушкодженої ділянки до центру по колу. Відстань від сопла до оброблюваної поверхні повинна складати 60-150 мм, товщина напилювання повинна відповідати 0,5-0,8 мм. Для напилювання 100 см² необхідно 8-10 хвилин. З появою на напиленій поверхні тріщин чи сколів, допускається в районі ушкодження зробити зачистку вручну. Плазмовим методом напилена поверхня має пористість, тому її необхідно покривати матеріалом чи композицією, що утримується в порах і перешкоджає проникненню робочого середовища і подальшій корозії. Склад композиції, що просочує, вибирається в залежності від робочого середовища і температури шляхом попереднього підбору і випробування. Для просочення використовують епоксидні композиції, яка складена з трьох чвертей епоксидної смоли і однієї чверті бакелітового лаку, яку при ретельному перемішуванні підігрівають до 45-50°C. Приготовлену композицію, наносять на напилену поверхню, не допускаючи попадання на неї вологи, пилу і масла. Потім покриття протягом однієї години нагрівають до температури 160-180°C, при цьому композиція всмоктується в пори і полімеризується. Ступінь готовності покриттвизначається пробним дотиком скляної палички, змоченої в композиції. Після просочення поверхню знову прогрівають до температури 160-180°C і витримують на менше 0,5 години до повного видалення газів. Поверхня заполімеризованого покриття повинна мати ясно-коричневий колір.

При використанні в якості покривної композиції пентопласту А-2 ремонтувану поверхню необхідно прогрівати до температури 210- 220°C упродовж однієї години. Порошок пентопласту засипають у флакон розпилювача і розпорошують на прогріту поверхню, спостерігаючи за станом

і поводженням нанесеного шару. Дистанція розпилювача від поверхні повинна бути в межах 50-80 мм, а напилена композиція повинна бути рівного білого шару. Далі поверхню прогрівують до придбання рівномірного зеленого кольору. При ремонті скломалі товщина шару повинна дорівнювати 150-250 мкм, що відповідає 3-5 шарам порошкової композиції. Оплавлення кожного шару проводиться окремо.

5.17 Висновки

Розроблена проектна документація на ферментер з модернізовани перемішуючим пристроєм

Для обраної конструкції проведені конструктивний, тепловий розрахунок, розрахунок на міцність та стійкість, що підтверджують його працездатність та надійність.

6. РОЗРОБКА СТАРТАП - ПРОЕКТУ

6.1. Резюме

Бізнес ідея: ідея розвитку.

Мета наукової розробки: зниження собівартості за рахунок зменшення споживаної на перемішування електроенергії при збереженні продуктивності процесу або збільшення продуктивності при збереженні енерговитрат на перемішування.

Техніко-економічні показники (для заданих параметрів):

- Об'єм - 1 м³,
- Тип перемішуючого пристрою - мішалка турбінна.,
- діапазон робочих температур від +18 °С до +28 °С,
- робочий тиск в апараті - 0,13 МПа,
- робочий тиск в сорочці - 0,16 МПа,
- Потужність електродвигуна - 5 кВт

Тема: Модернізація ферментеру для культивування міцеліальних грибів.

Назва: Ферментер зі модернізованим перемішуючим пристроєм мішалкою.

Суб'єкт замовлення: юридична, фізична особа або фізична особа підприємець.

Об'єкт дослідження: інноваційна продукція (запатентована конструкція ферментеру).

Місце розробки в інноваційному ланцюжку цінності: ідея розвитку.

Плановий обсяг впровадження технологічної лінії: для впровадження достатньо замінити перемішуючий пристрій в діючому ферментері на запропоновану нову конструкцію. Час заміни варіюється в межах від 4-5 годин. Можливе встановлення у короткий період, наприклад у нічну зміну чи у вихідні дні.

Продукт: отримання більшої кількості вихідного продукту(на 7-12%) за рахунок інтенсифікації процесу спричиненого новою конструкцією мішалки.

Технологія: конструкція перемішуючого пристрою ферментера для ферментації грибного міцелію.

Достатність сировинної бази: для виготовлення лопастей пропелерної мішалки використовується сталь A268TP446 (AISI) (діапазон цін 70-98 грн/кг: середня ціна за 1 кілограм 78 грн). Вона є широко поширеною і застосовуваною маркою нержавіючої сталі Україні. Сталь A268TP446 виготовляється в достатній кількості і постійно присутня на ринку. Також має ряд аналогів як в Україні та і в країнах Європи.

Кваліфікація персоналу : всі категорії персоналу (спеціалісти, службовці, робітники)

Ринок збуту:

Провідні світові розробники та виробники біореакторів (більшість з яких відкриті до співпраці):

Таблиця 6.1 Провідні світові компанії виробники ферментерів.

| Назва компанії | Країна |
|---------------------------|----------------|
| Amering technologies | Індія |
| Andel equipment | Індія |
| Applikon | Нідерланди |
| Aroko Bio Engineering Co. | Іран |
| Bioforce | Малайзія |
| BBI – Biotech | Німеччина |
| B. E. Marubishi | Японія |
| Bailun Biotechnology | Китай |
| Bioengineering | Швейцарія |
| Bioprocess Technology | Іспанія |
| Biotehniskais centrs | Латвія |
| Biotron | Південна Корея |
| Eppendorf | Німеччина |
| Fermentec | Південна Корея |

| | |
|--------------------|-----------|
| Fermetec resources | Малайзія |
| Heinrich Frings | Німеччина |
| Infors | Швейцарія |
| Novaferm | Швеція |
| Pierre Guerin | Франція |
| Soaround fermentor | Китай |
| Solaris | Італія |
| Techniserv | США |
| Zeta | Австрія |

Конкурентні переваги: пропонована інновація перемішуючого пристрою (радіально-осьова система) дозволяє збільшити інтенсивність циркуляції в порівнянні з аналогом. За рахунок цього, опираючись на розрахунки та експериментальні дані, можна стверджувати вихід продукту при рівних затратах енергії буде вищим на 7-12% в порівнянні зі ферментером- прототипом.

Можливість підвищення швидкості споживання кисню на 50-60% в порівнянні з традиційною системою перемішування при рівних енерговитратах.

6.2 Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища підприємства

Таблиця 6.2 Можливості і загрози зовнішнього середовища

| Можливості | Загрози |
|--|--|
| Науково-технічний прогрес | |
| <ul style="list-style-type: none"> швидка реалізація ідеї заохочення наукових розробок провідними фірмами галузі Розширення ринку збуту і постачальників, співпраця, продаж і купівля через інтернет - магазини | <ul style="list-style-type: none"> Низька середня тривалість життєвого циклу продукту, спричинена швидким “старінням” технології не високий рівень освіти (низька матеріальна база, нестача практичних навичок) |
| Географія | |
| <ul style="list-style-type: none"> природно-сировинні ресурси регіону добре розвинені (металургія), внаслідок чого є незалежність від поставок сировини | <ul style="list-style-type: none"> висока концентрація конкурентів у регіоні |
| Економіка | |
| <ul style="list-style-type: none"> відсутність монополії в галузі і слабка конкуренція вітчизняних виробників | <ul style="list-style-type: none"> скорочення доходів споживачів обладнання(потреба в пошуку нових ринків) високий рівень інфляції (додаткові витрати при співпраці з іноземними партнерами) складна економічна ситуація в Україні (велика кількість боргів) |
| Політика | |

| | |
|--|--|
| <ul style="list-style-type: none"> • інтеграція і можливість виходу на світовий ринок, • слабка, але підтримка з боку держави до вітчизняних підприємців | <ul style="list-style-type: none"> • політична нестабільність (відсутність можливості вибудовувати систему зв'язків з зовнішнім середовищем) • складність залучення іноземних інвестицій |
| Демографія культури | |
| <ul style="list-style-type: none"> • наявність достатньої кількості дешевого кваліфікованого персоналу | <ul style="list-style-type: none"> • консерватизм і настороженість до нових розробок • Люди більш схильні купувати імпортні товари. |

Таблиця 6.3 Переваги і недоліки внутрішнього середовища

| Переваги | Недоліки |
|---|---|
| можливість заощадження коштів за рахунок збільшення продуктивності | недостатня рекламна політика |
| короткі терміни виконання замовлень (в залежності від розташування споживача (термін доставки і монтажу - від 3 до 14 днів)) | обмежені фінансові можливості |
| стандартизація і унифікація з'єднувальних частин (можливість точкової заміни саме перемішуючого пристрою) | велика кількість конкурентів |
| додаткова економія коштів і менша нагромадженість ферментеру через відсутність потреби в циркуляційній трубі | слабке інформаційне та аналітичне забезпечення |
| висока якість продукції (перевірено доведено в дослідних умовах) | малий досвід роботи |
| можливість реалізації продукції як “поштучно” так і великими партіями | складність залучення інвестицій для нових розробок. |
| високий інтелектуальний потенціал компанії (можлива подальша робота над розробкою у покращених дослідних умовах за умови розвитку підприємства) | |

Аналіз потенційного ринку збуту і конкурентного середовища за методом квадрату Бове

Таблиця 6.4 Конкурентне середовище

| | |
|--|--|
| <p>Лідер</p> <p><i>Bailun Biotechnology (Китай)</i></p> | <p>Наступаючі</p> <p><i>Erpendorf(Німеччина), Pierre Guerin(Франція), Applikon(Нідерланди),</i> <u>Власна інновація</u></p> |
| <p>Готові обійти</p> <p><i>Novaferm (Швеція), Andel equipment (Індія), Biotehniskais centrs (Латвія), Techniserv (США)</i></p> | <p>Партизани</p> <p><i>SIA Biosan, ООО "БИОТЕХНО", ООО Биореактор, ООО «Сартокарм» та ін</i></p> |

Власна інновація належить до категорії «Наступаючі» тому існує перспектива дорости до Лідера.

Місце розробки у системі цінностей підприємства за методом Бостонської матриці

Розробка відноситься до категорії «Дійні корови». Основна ціль у відношенні «Дійних корів» - отримання максимального прибутку за короткий період.

Найбільш поширені стратегії: збереження досягнутих переваг та політики цінового лідера, інвестування коштів у нові технології та розвиток.

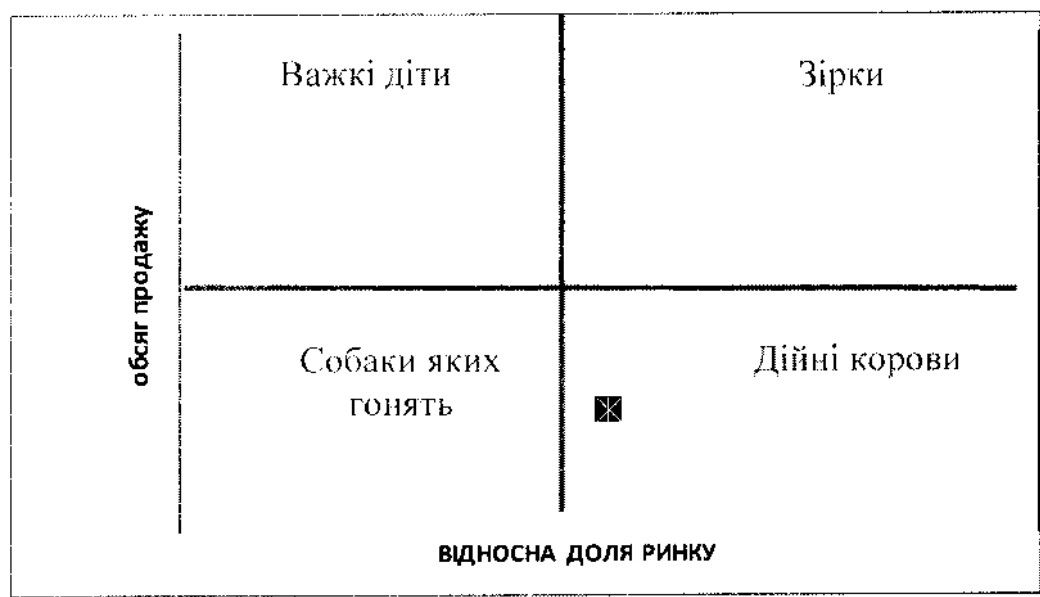


Рисунок 6.1 Бостонська матриця

Таблиця 6.5 Місце розробки у системі цінностей підприємства за методом Бостонської матриці

| № п/п | Назва підприємства | Місто | Обсяг продажу | Відносна доля ринку | Місце розробки |
|----------|--------------------|---|------------------|----------------------------|-------------------|
| 1 | Стеллар, ООО | Київ | високий | низька ($\leq 10\%$) | Важкі діти |
| 2 | ООО "АЛСИ" | Київ | високий | низька ($\leq 10\%$) | Важкі діти |
| 3 | SIA Biosan | Латвія (представництво у Тернополі) | низький | низький ($\leq 10\%$) | Собаки |
| 4 | Інновація | Київ | низький | висока ($\geq 10\%$) | Дійні корови |

6.3 Методом Шонфільда визначити ключові фактори успіху проекту

Таблиця 6.6. Порівняння за методом Шонфільда

| № п/п | Показники | Коефіцієнт важливості | Бали | |
|----------|-------------------|--------------------------|---------------------|---------------------|
| | | | Ферментер НК (1) | Ферментер АК (2) |
| 1 | Продуктивність | 0,4 | 5 | 4 |
| 2 | Ціна | 0,2 | 4 | 4 |
| 3 | Робочий тиск | 0,1 | 5 | 5 |
| 4 | Габаритні розміри | 0,1 | 4 | 4 |
| 5 | Якість процесу | 0,2 | 5 | 4 |
| | Σ | | 4,7 | 4,1 |

Ферментер НК (1) – ферментер нова конструкція,

Ферментер АК (2) - ферментер аналогова конструкція.

$$\Sigma_1 = 5 \cdot 0,4 + 4 \cdot 0,2 + 5 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,2 = 4,7,$$

$$\Sigma_2 = 4 \cdot 0,4 + 4 \cdot 0,2 + 5 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,2 = 4,1.$$

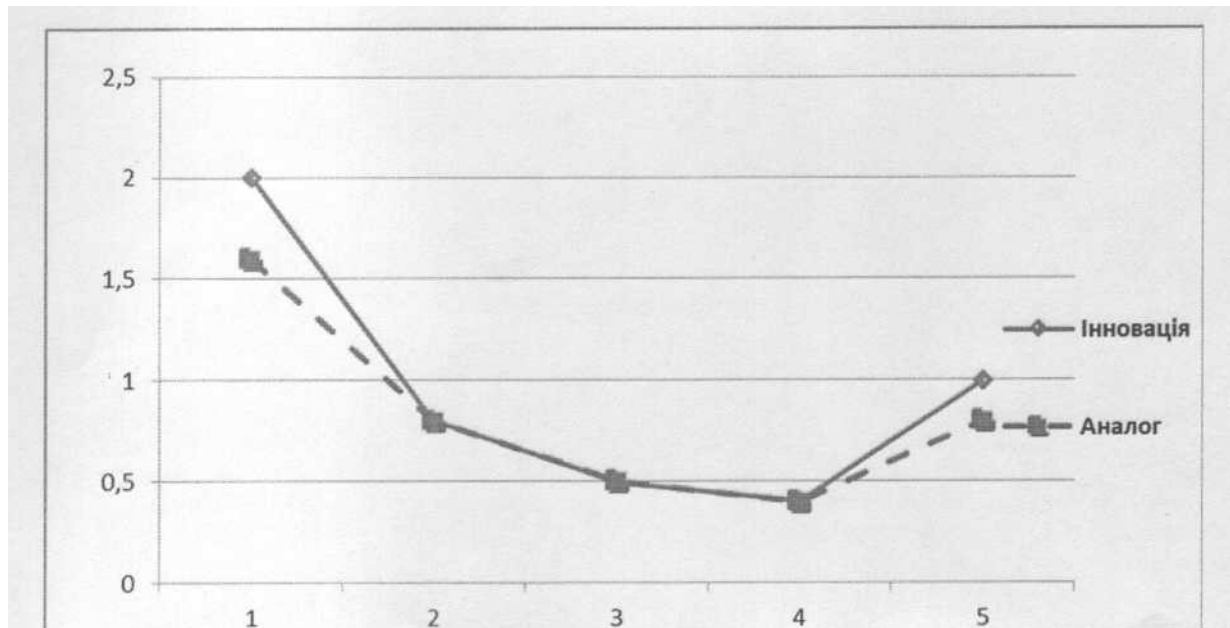


Рисунок 6.2 Діаграма Шонфільда.

Можна зробити висновок, що ферментер нової конструкції має суттєво вищі показники у порівнянні з найближчим аналогом. Ключовими факторами для успішної реалізації проекту виступають якісні характеристики удосконаленої конструкції ферментеру, такі як:

- Продуктивність;
- якість проходження процесу.

Анкета для споживачів

1. З яких джерел ви отримуєте інформацію про необхідну вам обладнання? _____
2. Ферментери в якому ціновому діапазоні вам цікаві?

3. Які показники ферментеру для вас найбільш важливі?

4. Чи доступна для Вас інформація про нашу продукцію?

5. Чи був у вас досвід придбання подібного обладнання?

6. Ваша думка про якість нашої продукції в порівнянні з іншими постачальниками?
 А) якість поступається
 Б) якість не відрізняється
 В) якість перевершує
7. Що дозволило б Вам збільшити обсяг закупівель?
 А) Введення додаткових знижок
 Б) Поліпшення якості продукції
 В) Зниження ціни продукції
 Г) Дотримання термінів поставок
 Д) Розширення номенклатури виробленої продукції
 Е) Зменшення часу виконання замовлення
8. Чи рекомендували б Ви іншим споживачам придбати нашу продукцію?
 Так ні

6.4 Оцінка ринкових позицій

6.4.1 Договір

Договір N 84363

на виконання науково-дослідних робіт

м. Київ

"25" жовтня 2019 року

Предмет Договору

1.1. Замовник доручає, а Виконавець бере на себе зобов'язання з виконання науково-дослідної роботи на тему " Модернізація ферментеру для культивування грибного міцелію", а Замовник зобов'язується прийняти виконану роботу та оплатити її.

1.2. Наукові, економічні та інші вимоги до науково-дослідної продукції, яка є результатом виконання предмета цього Договору, викладені у Технічному завданні на науково-дослідну роботу (додаток 1), що є невід'ємною частиною цього Договору.

1.3. Використання результатів науково-дослідної роботи Виконавцем може провадитись лише за письмовим погодженням Замовника. Використовуючи результати науково-дослідної роботи Виконавець зобов'язаний зазначити, що робота виконувалась за рахунок коштів Державного бюджету України.

2. Ціна Договору та порядок розрахунків

2.1. Ціна Договору на виконання науково-дослідної роботи, становить 10 000 грн. Операція звільнена від оподаткування відповідно до підпункту 5.1.22 пункту 5.1 статті 5 Закону України "Про податок на додану вартість".

2.2. Джерело фінансування - Державний бюджет України на 2018 рік.

2.3. Ціну договору та обсяг виконуваних робіт може бути змінено залежно від реального фінансування видатків з Державного бюджету України.

3. Порядок здавання та приймання робіт

3.1. Перелік наукової та іншої документації, що підлягає оформленню та здаванню Виконавцем Замовнику на окремих етапах виконання та після закінчення виконання робіт, визначаються Технічним завданням.

3.2. По завершенню виконання робіт по етапу Виконавець не пізніше, ніж через 3 робочих дні надає Замовнику акт здавання-приймання виконаних робіт за відповідним етапом робіт.

3.3. По завершенні робіт Виконавець не пізніше, ніж через 5 робочих днів надає Замовнику акт здавання-приймання науково-дослідної роботи, додавши до нього:

3.3.1. акт здавання-приймання науково-дослідної продукції;

3.3.2. науковий звіт;

3.3.3. комплекти науково-дослідної та звітної документації, яка передбачена розділом 6 Технічного завдання та умовами цього Договору;

3.3.4. витяг з протоколу засідання науково-технічної ради Виконавця з висновком про відповідність виконаної роботи Технічному завданню на науково-дослідну роботу або висновок незалежної наукової експертизи результатів науково-дослідної роботи;

3.3.5. затверджені Виконавцем акти на списання придбаних та використаних матеріалів, а також копії договорів та актів про надання послуг співвиконавців.

3.4. Замовник протягом 5 днів з дня одержання відповідних Актів та документів, зобов'язаний направити Виконавцеві підписаний Акт або мотивовану відмову від приймання робіт.

3.5. У випадку мотивованої відмови Замовника, Сторонами складається двосторонній акт, в якому обґрунтовуються причини неприйняття робіт та (по можливості) із переліком необхідних доробок та термінів їх виконання.

3.6. Якщо в процесі виконання роботи з'ясується недоцільність подальшого її проведення у відповідності до вимог Технічного завдання Виконавець повинен за вимогою Замовника припинити виконання робіт за Договором, повідомивши про це Замовника у триденний термін після припинення роботи. Після припинення виконання робіт Сторони повинні протягом 3 календарних днів розглянути питання про порядок проведення остаточного розрахунку та

оплати Замовником фактично виконаних Виконавцем робіт на момент припинення виконання робіт. Відповідне рішення оформлюється протоколом Сторін.

3.7. У разі дострокового виконання робіт Замовник має право достроково прийняти та оплатити їх за ціною, що вказана в цьому Договорі.

4. Відповідальність Сторін

4.1. У разі порушення строків, визначених у Календарному плані, Виконавець за вимогою Замовника сплачує пеню у розмірі ставки Національного банку України за кожен день прострочення, але не більше 5 % суми перерахованих коштів.

4.2. Виконавець несе відповідальність за:

4.2.1 відповідність науково-дослідної продукції в цілому за своїми науковими і технічними параметрами вимогам Технічного завдання на науково-дослідну роботу;

4.2.2 за цільове використання коштів Державного бюджету України та фактичні витрати відповідно до бухгалтерського обліку та законодавства.

4.3. Виконавець не має права змінювати розподіл коштів між статтями витрат Планової калькуляції кошторисної вартості витрат у межах узгодженої планової калькуляції без письмової згоди Замовника.

4.4. У зв'язку з відсутністю або затримкою фінансування з Державного бюджету України можлива зміна за погодженням між Замовником і Виконавцем терміну дії цього Договору. Усі зміни оформляються додатковою угодою до цього Договору, що є його невід'ємною частиною.

4.5. Виконавець зобов'язаний своїми засобами і за свій рахунок у погодженні із Замовником строки ліквідувати зазначені в відповідних Актах недовідки і дефекти, які були допущені з його вини.

4.6. У разі невиконання робіт за цим Договором з вини Виконавця останній повертає Замовнику всі раніше сплачені кошти з виплатою відсотків в розмірі діючої на той час ставки рефінансування НБУ.

4.7. У разі неприйняття Замовником зробленої Виконавцем роботи в цілому через невідповідність її Технічному завданню на науково-дослідну роботу, Виконавцю сплачується тільки вартість робіт, прийнятих Замовником.

4.8. Сплата штрафних санкцій не звільняє Виконавця від виконання умов Договору.

4.9. Сторони звільняються від відповідальності за невиконання або неналежне виконання зобов'язань, якщо це невиконання або неналежне виконання викликане обставинами, що не залежать від волі Сторін і знаходяться поза їхньою компетенцією, а саме: воєнними діями, пожежами, стихійними лихами, техногенними аваріями, страйками, прийняття законів або інших нормативно-правових актів, що роблять неможливим виконання умов цього Договору.

4.10. Замовник має право в односторонньому порядку розірвати Договір за умови порушення норм, якщо у зазначені Замовником строки Виконавцем не були ліквідовані недоліки та дефекти, які були допущені з його вини в процесі виконання робіт за даним Договором.

4.11. Замовник не несе відповідальності перед Виконавцем за несвоєчасне виконання грошових зобов'язань поточного року у разі затримки фінансування з Державного бюджету України.

5. Строк дії Договору

5.1. Цей Договір вважається укладеним і набирає чинності з моменту його підписання Сторонами і діє до 25 жовтня 2018 року, а в частині розрахунків - до повного виконання Сторонами своїх зобов'язань відповідно до умов цього Договору.

6.4.2 Технічне
завдання ТЕХНІЧНЕ
ЗАВДАННЯ на
виконання робіт
Київ - 2019

1. Загальні положення.

Модернізація ферментеру

2. Основні наукові та нормативні вимоги до виконання науково-дослідної роботи

2.1 Вимоги до рівня проведення досліджень: Рівень досліджень, що будуть проводитися, відповідатиме світовим та вітчизняним вимогам для цього наукового напрямку, що буде підтверджено публікаціями у провідних фахових виданнях.

2.2 Вимоги до якості наукової продукції, створеної при проведенні науково-дослідної роботи. Якість результатів досліджень, що будуть проводитися, відповідатиме світовим та вітчизняним вимогам для цього напрямку, що буде підтверджено контрольними вимірюваннями у незалежних лабораторіях.

2.3 Вимоги до форми представлення результатів досліджень, декларування створюваної наукової продукції про відповідність її чинним нормативним документам України. Результати наукових досліджень роботи будуть представлені у формі заключного звіту.

3. Призначення та мета створення науково-дослідної продукції

3.1 *Об'єкт дослідження або розроблення:* Мішалка ферментеру для виробництва грибного міцелію.

3.2 *Мета роботи:* Створення перемішуючого пристрою - якісно нового апарату для інтенсифікації процесу перемішування грибного міцелію.

Таблиця 6.7 Етапи виконання науково- дослідної роботи

| N | Назва роботи (етапу) | Очікувані результати за етапами | Термін виконання | | Звітні документи та наукова продукція, що підлягають здачі замовнику в кінці етапу |
|---|---|---------------------------------|------------------|------------|--|
| | | | Початок | Кінець | |
| 1 | Розробка концепції прототипу ферментеру | Концепції прототипу ферментеру | 10.11.2018 | 10.12.2018 | Проміжний звіт |
| 2 | Математичні розрахунки | Отримані результати | 21.11.2018 | 28.11.2018 | |
| 3 | Комп'ютерна візуалізація проекту | 3D модель | 29.11.2018 | 01.12.2018 | Проміжний звіт |
| 4 | Створення прототипу мішалки ферментеру | Прототип мішалки ферментеру | 01.12.2018 | 03.12.2018 | |
| 5 | Випробування на реальній конструкції | Отримані результати | 04.12.2018 | 09.12.2018 | Кінцевий звіт |

5. Перелік наукової та іншої документації, що надається після закінчення роботи

- проміжні звіти за етапами;
- заключний звіт з теми;
- Довідка про оцінку науково-технічного рівня результатів НДР;
- Довідка про виконання вимог чинних державних стандартів;
- Акт прийняття закінченої НДР.

6. Порядок розгляду та приймання науково-дослідної роботи Робота приймається поетапно і в цілому по завершенні Вченою радою геологічного факультету.

Джерела фінансування науково-дослідної розробки (НДР)

Таблиця 6.8 Джерела фінансування НДР

| № п/п | Джерело фінансування | Пріоритет |
|-------|--|-----------|
| 1 | Система грантів за підтримкою Державного фонду | 1 |

| | | |
|---|--|---|
| | фундаментальних досліджень (напрямок - наукові основи перспективних технологій) | |
| 2 | Держбюджет | 3 |
| 3 | Державні фонди спеціального призначення | 2 |
| 4 | Приватні підприємства | 4 |
| 5 | Власні кошти | 5 |

6.5 Оцінка ризиків та страхування розробки

Таблиця 6.9 Оцінка ризиків та страхування розробки

| № п/п | Ризик | Ймовірність настання | Вплив на результат |
|----------|---|-------------------------|--|
| 1 | відсутність або недостатність коштів для самофінансування | висока | зупинка процесу впровадження |
| 2 | відсутність реального джерела зовнішнього інвестування | середня | зменшення прибутку |
| 3 | утрата джерела фінансування проекту в процесі його реалізації | середня | зменшення прибутку |
| 4 | невідповідність цін, передбачених бізнес-планом, та реальних ринкових цін | низька | зменшення прибутку/збільшення прибутку |
| 5 | недостатнє ресурсне забезпечення виробництва | низька | зменшення прибутку |
| 6 | помилковий вибір цільового сегмента ринку, стратегії продажу продукту | середня | вилучення продукту |
| 7 | неефективна реклама | низька | зменшення прибутку |
| 8 | недостатньо налагоджена система взаємодії з партнерами та контрагентами | середня | зменшення прибутку |
| 9 | створення продуктів-замінників | висока | зменшення вартості продукції |

| | | | |
|----|--|---------|--|
| 10 | низький рівень патентного захисту | середня | втрата інтелектуальної власності |
| 11 | низький рівень збереження комерційних таємниць | середня | втрата інтелектуальної власності |
| 12 | непередбачене збільшення ринкових цін на ресурси | висока | зменшення прибутку |
| 13 | витрати на непередбачені бізнес-планом заходи | низька | зменшення прибутку |
| 14 | виплати за термінові роботи | низька | зменшення прибутку |
| 15 | штрафні санкції, арбітражні виплати | середня | зменшення прибутку |
| 16 | недосягнення бажаних економічних результатів у процесі розробки та впровадження інновацій | висока | зменшення прибутку |
| 17 | перевищення кошторису витрат у процесі досліджень | середня | зменшення прибутку |
| 18 | недосягнення прогнозних технічних параметрів у процесі проведення науково-дослідних і технологічних розробок | низька | витрати на проведення додаткових експериментів |
| 19 | виникнення небажаних економічних наслідків у процесі реалізації інноваційних проектів | середня | зменшення прибутку |
| 20 | виникнення нових конкурентів | середня | витіснення з ринку |

Методи страхування

1. "Покриття витрат, пов'язаних із порушенням патентних прав". Цей договір компенсує страхувальникові судові витрати по переслідуванню особи, яка порушила його виключні права на об'єкти, тобто:
 - витрати щодо пред'явлення позову;

- витрати у разі пред'явлення зустрічного позову і звинувачення в недійсності патенту;
- витрати на експертизу патенту;
- витрати на повтор патенту для підкріплення позову.

2. "Покриття витрат на захист патентних прав". Цей договір захищає страхувальника у разі пред'явлення йому заяви про порушення виключних прав на об'єкти ІВ третіх осіб і покриває витрати по захисту в суді, а також витрати по виконанню судового рішення або відступні при досудовому врегулюванні претензій.

Чисельність персоналу, що працюють на підприємстві, можна подати у вигляді наступної таблиці:

Таблиця 6.10 Чисельність працівників

| №п/п | Посада | Напрямок | Кількість |
|------|----------------------|----------------------------------|-----------|
| 1 | Генеральний директор | Управлінський, економічний | 1 |
| 2 | Операційний директор | | 1 |
| 3 | Бухгалтер-економіст | | 1 |
| 4 | Менеджер з продажу | | 1 |
| 5 | Головний механік | Інженерно- технічний персонал | 1 |
| 6 | Інженер-механік | | 1 |
| 7 | Інженер-конструктор | | 1 |
| 8 | Механік | | 1 |
| 9 | Оператор | Робітничий | 1 |
| 10 | Слюсар-ремонтник | | 2 |
| 11 | Електромонтер | | 2 |
| 12 | Прибиральник | Допоміжний | 1 |
| 13 | Водій | | 1 |
| 14 | Охоронець | | 3 |

Таким чином, чисельність працівників на підприємстві за списком становить 18 осіб.

Управлінський, економічний та Інженерно - технічний персонал (ІТР) працюють з 8:00 до 16:00.

Графік змінності для управлінського, економічного та інженерно-технічного персоналу:

| День | Пн | Вт | Ср | Чт | Пт | Сб | Нд | Пн | Вт | Ср | Чт | Пт | Сб | Нд |
|-------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| Зміна | Р | Р | Р | Р | Р | В | В | Р | Р | Р | Р | Р | В | В |

1- а зміна триває з 8.00 до 16.00, за таким графіком працюють генеральний директор, операційний директор, бухгалтер-економіст, менеджер з продаж, головний механік, інженер-механік, інженер-конструктор, механік, слюсар-ремонтник, електромонтер та допоміжні підрозділи (окрім 2-ї зміни), таким чином явочна чисельність 1-ї зміни становить 13 працівників;

2- а зміна триває з 16.00 до 22.00, за таким графіком працює, оператор, слюсар-ремонтник, електромонтер та допоміжні підрозділи, тому явочна чисельність 2-ї зміни становить 6 працівників.

Графік змінності виглядає наступним чином:

1 зміна: 8:00 -16:00

2 зміна: 16:00-22:00

| бригада/зміна | Пн | Вт | Ср | Чт | Пт | Сб | Нд | Пн | Вт | Ср | Чт | Пт | Сб | Нд |
|---------------|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|----|
| І бригада | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | В | В | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | В | В |
| ІІ бригада | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 | В | В | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | В | В |

В - вихідний.

Графік змінності для охоронців має дещо інший вигляд, так як вони змушені працювати 24 години на добу. Для них існує 3 зміни по 8 годин:

1- а триває з 8:00 до 16:00

2- а - з 16:00 до 00:00

3- я - з 00:00 до 8:00

| | 1 зм | 2 зм | 3 зм | 1 зм | 2 зм | 3 зм | 1 зм | 2 зм | 3 зм |
|-----|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| I | | В | В | | В | В | | В | 1 |
| II | В | | В | В | | В | В | | В |
| III | В | В | | В | В | | В | В | |

6.6 Калькуляція собівартості

Складемо калькуляцію на готову продукцію підприємства. Собівартість одиниці продукції розраховується за наступною формулою:

$$C = V_{\text{пост}} + V_{\text{зм}} \cdot Q$$

Постійні витрати можна підприємства можна представити у вигляді наступної таблиці:

Таблиця 6.11 Постійні витрати підприємства

| Найменування обладнання | Кількість | Початкова вартість | Амортизаційні відрахування | |
|-----------------------------|-----------|-----------------------|----------------------------|----------------|
| | | | Норма амортизації, % | Сума, грн./рік |
| Машини і обладнання | | | | |
| | | | | |
| Основний токарний станок | 1 | 2 500 000 | 10 | 250 000 |
| Додаткове обладнання | 1 | 1 200 000 | 10 | 120 000 |
| Будівлі і споруди | | | | |
| Будівля | 1 | 1 000 000 | 5 | 50 000 |
| Транспорт | | | | |

| | | | | |
|-----------------------------|---------|---------|----|--------|
| Автомобіль | 1 | 300 000 | 20 | 60 000 |
| <i>Нематеріальні активи</i> | | | | |
| Нематеріальні активи | - | 50 000 | 20 | 10000 |
| <i>ВСЬОГО</i> | 490 000 | | | |

Змінні витрати включають в себе затрати на складальні одиниці і матеріали, електроенергію, заробітну плату персоналу.

- Складальні одиниці:

- корпус, 1 шт;
- привід, 1 шт;
- мішалки, 3шт;
- кришка 1шт;
- вал, 1 шт;
- опори, 4 шт.

Ціна складальних одиниць:

$$T = 500\,000 - 4 \cdot 200\,000 - 90\,000 + 15\,000 + 12\,000 + 28\,000 = 845\,000 \text{ грн.}$$

Ціна складальних одиниць за рік становить $T_p = T \cdot V_n = 845\,000 - 30 = 25\,350\,000$ грн,

де V_n - річний випуск продукції, од/рік.

- Матеріали: вартість упаковка на одиницю готової продукції - 4000 грн, на рік - 120 000 грн.
- Витрати на електроенергію:
 - ціна електроенергії — 2,52 грн/кВт год (оскільки тариф становить 168 коп/кВт год, а коефіцієнт використання електроенергії удень (з 7.00 до 23.00) становить 1,5);
 - за 1 добу роботи підприємства використовується 160 кВт енергії;
 - за рік роботи підприємства використовується 40300 кВт енергії (з урахуванням незначних витрат електроенергії в неробочі дні);

- витрати на електроенергію за рік роботи підприємства 101 556 грн.

- Заробітна плата працівників:

Таблиця 6.12 Розподіл нарахувань заробітної плати працівникам

| №п/п | Посада | Напрямок | Кількість | ЗП на 1 працівника , грн | Всього, грн |
|--------|----------------------|-------------------------------------|-----------|--------------------------------|----------------|
| 1 | Генеральний директор | Управлінський, економічний | 1 | 50 000 | 40 000 |
| 2 | Операційний директор | | 1 | 30 000 | 25 000 |
| 3 | Бухгалтер-економіст | | 1 | 15 000 | 14 000 |
| 4 | Менеджер з продажу | | 1 | 15 000 | 14 000 |
| 5 | Головний механік | Інженерно- технічний персонал | 1 | 22 000 | 20 000 |
| 6 | Інженер-механік | | 1 | 17 000 | 15 000 |
| 7 | Інженер-конструктор | | 1 | 17 000 | 15 000 |
| 8 | Механік | | 1 | 11 000 | 10 000 |
| 9 | Оператор | Робітничий | 1 | 12 000 | 10 000 |
| 10 | Слюсар-ремонтник | | 2 | 9 000 | 18 000 |
| 11 | Електромонтер | | 2 | 9 000 | 16 000 |
| 12 | Прибиральник | Допоміжний | 1 | 6 000 | 6 000 |
| 13 | Водій | | 1 | 11 000 | 10 000 |
| 14 | Охоронець | | 3 | 9 000 | 27 000 |
| Всього | 269 500 | | | | |

Фонд оплати праці за рік розраховуємо за наступною формулою

$$\text{ФОП} = \text{ЗП} \cdot 1,22 \cdot 12 + \text{Пр}$$

де ЗП - заробітна плата за 1 місяць; 1,22 - коефіцієнт, який враховує нарахування 22% від ЗП до ЄСВ; 12 - кількість місяців у році; Пр — премії, що виплачуються за рік.

Звідси:

$$\text{ФОП} = 269\,500 \cdot 1,22 \cdot 12 + 40\,000 = 3\,985\,600 \text{ грн.}$$

Відповідно до розрахованих даних калькуляція собівартості річного випуску теплообмінника матиме наступний вигляд:

| № п/п | Елементи | Затрати на річний випуск, грн./рік |
|--------|--------------------|------------------------------------|
| 1 | Амортизація | 490 000 |
| 2 | Складальні одиниці | 25 350 000 |
| 3 | Матеріали | 120 000 |
| 4 | ФОП | 3 985 600 |
| 5 | Електроенергія | 101 556 |
| 6 | Інше | 40 000 |
| Всього | | 30 086 556 |

6.7 Методи ціноутворення

Вихідні дані:

В -Вартість основних фондів 5 050 000 грн,

П -Період експлуатації 10 років,

Л -Ліквідаційна вартість 1 500 000 грн,

С - собівартість одиниці товару 845 000 грн,

Пр — величина прибутку, яку бажає отримати підприємство від реалізації одиниці товару 253 500 грн.

6.7.1 Витратний метод

Ціна розраховується, виходячи із суми постійних і змінних витрат на одиницю продукції й запланованого прибутку з урахуванням нижнього порогу ціни.

Ціна продукції на ринку:

$$\text{Ц} = \text{С} + \text{Пр},$$

$$\text{Ц} = 845\,000 + 243\,500 = 1\,088\,500 \text{ грн}$$

6.7.2 Параметричний метод

Корисність продукції параметричного ряду виражають чітко визначені кількісні параметри якості. Параметричні методи ціноутворення базуються на визначенні кількісної залежності між цінами і основними споживчими властивостями товару, що входить в параметричний ряд.

Питома ціна одиниці виробу $\text{Ц}_{\text{пит}}$:

$$\text{Ц}_{\text{пит}} = \frac{\text{Цб}}{\text{Хб}} = \frac{1\,088\,500}{1} = 1\,088\,500 \text{ грн.}$$

Питома собівартість одиниці виробу:

$$\text{С}_{\text{пит}} = \frac{\text{Сб}}{\text{Хб}} = \frac{845\,000}{1} = 845\,000 \text{ грн}$$

де Цб - ціна базового виробу, Сб - собівартість базового виробу, Хб - значення основного параметра базового виробу у відповідних одиницях (вихід продукту умовно приймаємо рівним 1).

Визначення ціни нового виробу:

$\text{Цн} = \text{Ц}_{\text{пит}} \cdot \text{Хн} + \text{Н} = 1\,088\,500 \cdot 1,1 + 10\,000 = 1\,207\,350 \text{ грн}$, де Хн - кількісне значення головного параметра нового виробу, Н - надбавки/знижки, які відображують зміни інших споживчих характеристик нового виробу 10000 грн.

6.7.3 Конкурентний метод

Нові продукти ціна встановлюється, виходячи з її верхньої і нижньої межі. Верхня межа ціни ($\text{Ц}_{\text{верх}}$) встановлюється з тих міркувань, що споживачу придбання нового товару вигідніше, ніж придбання аналога, що випускається на ринку

$$\text{Ц}_{\text{верх}} = \text{Ц}_a + \text{Е}_c = 1\,088\,500 + 60\,000 = 1\,148\,500 \text{ грн}$$

де Ц_a - ціна найближчого аналога нового товару; Е_c - споживчий ефект. Нижня межа ціни ($\text{Ц}_{\text{нижн}}$) визначається інтересами виробника і

обчислюється за базисом ціни, тобто включає сукупні виробничі витрати на

виготовлення продукції, плановий прибуток за встановленим рівнем рентабельності та податок на додану вартість, її можна розрахувати:

$$\Pi_{\text{ниж}} = C + E_{\text{вир}} = C + П + ПДВ = 1\,088\,500 + 217\,700 = 1\,306\,200 \text{ грн}$$

де $E_{\text{вир}}$ - ефект від виготовлення продукції (ефект виробника).

7.7.4 Метод точки беззбитковості

Виражаємо точку беззбитковості (х):

$$\Pi_{\text{од}} = \frac{V_{\text{пост}}}{n} + V_{\text{зм}},$$

$$\Pi_{\text{од}} = \frac{490\,000}{20} + 98\,655 = 1\,002\,885 \text{ грн}$$

$V_{\text{пост}}$ - постійні витрати;

$V_{\text{зм}}$ - змінні витрати;

n - кількість одиниць продукції.

Таблиця 6.14 Техніко-економічні показники підрозділу

| № п/п | Показник | Значення показників підприємства | |
|----------|--|----------------------------------|---------------------------------|
| | | Проектне підприємство | Позначення |
| 1 | Річний випуск продукції, од/рік | 40 | V_n |
| 2 | Чисельність персоналу за списком, осіб основні та допоміжні робітники: інженерно-технічний персонал: | 18 | $\text{Ч}_{\text{сп}_n}$ |
| | | 14 | $\text{Ч}_{\text{спр}_n}$ |
| | | 4 | $\text{Ч}_{\text{спі}_n}$ |
| 3 | Середньорічний виробіток працівника, од/особу | 2,86 | $V_n / \text{Ч}_{\text{спр}_n}$ |
| 4 | Капіталовкладення у проект, грн: | | K |
| | всього, грн: на одиницю продукції, грн/од: | 35 646 766 1018 419 | K / V_n |
| 5 | Загальна собівартість продукту: | | |
| | всього, грн на одиницю продукції, грн | 30 086 556 859 600 | C_{3n} C_n |
| 6 | Ринкова вартість продукту, грн/од. | 1 088 500 | Π |
| 7 | Відносний прибуток на одиницю продукції, грн/од. | 228 400 | $\Pi_n = \Pi - C_n$ |
| 8 | Рентабельність продукту, % | 26,57 | $R_n = (\Pi_n \cdot 100) / C_n$ |
| 9 | Термін повернень капіталовкладень, років | 4,45 | $T_{\text{пов}} = K / \Pi_n$ |

| | | | |
|----|--|---------------------------------------|--|
| 10 | Вартість виробничих фондів, грн У тому числі: основних; оборотних | 30 313 886 5 050 800 25 263 086 | $B\Phi_n$ $O\Phi_n$ $O6\Phi_n$ |
| 11 | Фондовіддача виробничих фондів, грн/рік | 1,44 | $\Phi B_n = (B_n \cdot \Pi) / B\Phi_n$ |
| 12 | Фондомісткість, грн./грн | 0,69 | $\Phi \epsilon_n = 1 / \Phi B_n$ |
| 13 | Продуктивність праці підрозділу, грн./особу | 2 418 889 | $\Pi\Pi_n = (B_n \cdot \Pi) / \chi_{сп_n}$ |
| 14 | Коефіцієнт економічної ефективності | 0,23 | $E = 1 / T_{пов}$ |

6.8 Висновки

Розроблений стартап проект.

провадження нової констукції перемішуючого пристрою позитивно впливає на ключові показники за рахунок зменшення собівартість готової продукції.

ВИСНОВКИ

У роботі проаналізовані проблеми, що виникають в ферментерах в процесі механічного перемішування в ферментеріях і сформульовані задачі досліджень.

Проведені експерименти та аналіз отриманих результатів допомогли встановити закономірності руху потоків у культуральній і модельній рідині.

На основі теоретичних досліджень запропонована модернізація стандартного перемішуючого пристрою шляхом встановлення другого ярусу лопатей в шаховому порядку з різними кутами рідини.

Проведені експериментальні дослідження процесу перемішування модернізованим перемішуючим пристроєм при різних режимах роботи на експериментальній установці. Було виявлено, що модернізований перемішуючий пристрій приблизно на 40% ефективніший ніж стандартний. Експериментальні дослідження показують що енергозатратність модернізованого перемішуючого пристрою в порівнянні зі стандартним приблизно на 7% більше.

Проведене комп'ютерне моделювання з метою візуалізації, швидкості потоків та застійних зон, при перемішуванні за допомогою, модернізованого перемішуючого пристрою та зі стандартним рішенням .

Дослідження за допомогою комп'ютерного моделювання дозволили візуально встановити певні закономірності руху рідини в залежності від конструкції перемішуючого пристрою.

При порівнянні руху рідини з різними перемішуючими пристроями можемо побачити суттєву перевагу модернізованого, як по зменшенню застійних зон , так і по зменшенню часу для повної гомогенізації середовища.

Так для модернізованого перемішуючого пристрою час перемішування складає (40с) а для стандартного (160)

В свою чергу це може нам дати інформацію про те що за однаковий проміжок часу роботи перемішуючих пристроїв гомогенізація середовища в біореакторі з модернізованим перемішуючим пристроєм суттєво більше, ніж при використанні стандартного рішення .

Розроблена проектна документація на ферментер з модернізованим перемішуючим пристроєм.

Для обраної конструкції проведені конструктивний, тепловий розрахунок, розрахунок на міцність та стійкість, що підтверджують його працездатність та надійність.

Розроблений стартап проект впровадження нової конструкції перемішуючого пристрою позитивно впливає на ключові показники за рахунок зменшення собівартість готової продукції.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Лерт С. Дж. Основы культивирования микроорганизмов и клеток. М: Мир, 1978. 333 с.
2. Баснакьян И. А. Культивирование микроорганизмов с заданными свойствами. М.: Медицина, 1992. 192 с.
3. Касаткин АТ, Кафаров ВВ., Панфилов М.И. II Труды МХТИ им. Д.И.-Менделеева, 1957, вып. 24, с. 413.
4. Литманс Б.А., Кукуреченко И.С., Туманов Ю.В. и др. - ТОХТ, 1974, т.8, № 3, с344.
5. Лерт. С. Дою. Основы культивирования микроорганизмов и клеток. — М.: «Мир», 1978.
6. Прокофьева-Бельговская АА. Строение и развитие атиномицетов. М.: Академия наук СССР, 1963'.
7. Барабаш, В. М. Проблемы и тенденции развития теории и практики перемешивания жидких сред/ В. М. Барабаш, В. И. Бегичев, М. А. Белевицкая, Н. Н. Смирнов// Теоретические основы химической технологии. -2007. -№ 2. -С. 140-147.
8. Тишин, О.А. Экспериментальное исследование процесса перемешивания в аппарате с мешалкой / О.А. Тишин, Т.В. Островская, А.В Девкин // Известия Волгоградского государственного технического университета. Серия «Реология, процессы и аппараты химических технологий» Вып. 5 Сб. научн. ст./ ВолгГТУ. - Волгоград, 2012 т. №1, С.- 88-90.
9. Голованчиков А.Б. Моделирование процесса перемешивания в аппаратах с комбинированными мешалками/ А.Б. Голованчиков, К.В.Черикова, А.Г. Шульгина // Известия Волгоградского государственного технического университета. Сб. научн. ст./ ВолгГТУ. - Волгоград, 2016 т. №2 С. -11-14.
10. Verschuren, M. Feed stream mixing in stirred tank reactors// Chem. Engng. Sci. - 2003-v. 57, № 11 P. 1497- 1513.
11. Vicum, L. Investigation of the influence turbulent mixing on

processes carried out in stirred tank reactors // A.I.Ch.E. Journal. - 2005/, № 2 P. 320-331.

12. Мотроненко В.В. Анализ влияния механического перемешивания на эффективность культивирования микроскопических мицелиальных грибов/ В.В.

Мотроненко, Л.И. Ружинская, В.Л. Чумак, А.Ю. Галкин. // Вісник національного авіаційного університету. 2017.№2. С.-108-114.

13. Самуйленко А. Я. Влияние способов культивирования на выход бактериальной массы и качество вакцин для ветеринарной медицины / А. Я. Самуйленко, А. А.

Раевский, И. В. Павленко, Н. К. Еремец, И. В. Бобровская, З. А. Канарская, А. В. Канарский // Вестник Казанского технологического университета. 2013. №9.

14. Караева Ю. В. Оценка качества перемешивания в реакторах метанового брожения/ Ю. В. Караева, И. А.Трахунова, Г. Р. Халитова, Даминов А. З. // Вестник Казанского технологического университета. 2012. №10

15. Меньпутина Н.В., Стресс микроорганизмов в мембранных биореакторах под влиянием перемешивания. / Н.В. Меньпутина, Е.В. Гусева, Т.А. Нижешродова, Ж. А. Будран 7-я Конф. Молодых ученых «Биология — наука XXI века». — Пущино, Россия, 2003. - С..119.

16. Ключина А.М. Исследование процесса механического перемешивания/ А.М. Ключина, А.Ф. Карлова, В.К. Леонтьев // Семьдесят первая всероссийская научно-техническая конференция студентов, магистрантов и аспирантов высших учебных заведений с международным участием Сборник материалов конференции. В 3-х частях. 2018. С.- 627-630.

17. А. А. Маркелов Исследование процессов перемешивания в аппаратах с мешалками // Записки Горного института. 2004. № 1. С - 157-159.

18. Трахунова И. А., Эффективность гидравлического перемешивания при различных способах загрузки органического субстрата в реактор БГУ/ И. А. Трахунова, В.Ю. Караева // Молодой ученый. — 2012.—№4. — С. 45-50.

19. Карпов А.А. Масштабирование процессов глубинного культивирования микроорганизмов в биореакторах: Дис. канд. биол. наук: 03.00.23: Щёлково,

2004.122 с.

20. Владимирова И. С., Интенсификация процессов аэробного культивирования микроорганизмов / И.С. Владимирова, В.М. Емельянов, Н.К. Филиппова, Л.Ю. Кошкина // Вестник Казанского технологического университета. 2009. №2.
21. Архипов, М. Ю. Разработка комбинированной системы перемешивания для культивирования аэробных мицелиальных микроорганизмов [Текст]: дис. ... к.т.н. / М.Ю. Архипов; Науч.рук. ВБ.Бирюков. - М.: МГУИЭ, 2005. - 165 с.
22. Архипов, М. Ю. Разработка комбинированной системы перемешивания для культивирования аэробных мицелиальных микроорганизмов [Текст]: дис. ... к.т.н. / М.Ю. Архипов; Науч.рук. В.В.Бирюков. - М.: МГУИЭ, 2005. - 165 с.
23. Рубан Е.А, Кафаров ВВ. Определение времени перемешивания в аппаратах с мешалкой // Журн. Приклад. Химии, 1968, т. 5. С. 301-308.
24. Рубан Е.А. Исследование условий перемешивания в ферментёрах при биосинтезе антибиотиков. Автореф. дис. канд. техн. наук. М, 1969. - 17с.
25. Рубан Е.А., Никаноров Е.А., Гайденок В.П: Обеспечение оптимальных гидродинамических условий: в промышленных ферментерах. — В кн.: Передовой научно-технический опыт в биологической промышленности. М: 1976, №5, с. 13
26. Секова В.Ю. Глубинное культивирование энтомопатогенного гриба *Beauveria bassiana* / В.Ю. Секова, Н.А. Корнилова, А.В. Васильева // Успехи в химии и химической технологии, 2010, № 11 (116), т. XXIV, С. 42-45.
27. Неманова Е. О., Русинова Т. В., Горшина Е. С., Бирюков В. В. Выбор режимных параметров при глубинном культивировании продуцента микопротеина / Е.О. Неманова, Т.В. Русинова, Е.С. Горшина, В.В. Бирюков// Известия МГТУ. 2013.
28. Смирнов Р. С. Гидродинамика и массообмен в крупномасштабных барботажных аппаратах с механическим перемешиванием. — Автореф. канд. дисс.—М.: 1985.
29. Ю.Смирнов Р.С., Фалков Н.Н., Бархян АТ. Влияние вязкости жидкости на затраты энергии при перемешивании в системе газ-

жидкость // Хим.- фарм. журнал, № 7, 1990.

30. Усшников Б.А. Оптимизация перемешивания культуральной жидкости при глубинном культивировании микроорганизмов / В.В. Иванов, Г.П. Георгиевский М.Г. Каукин // Ферментная и спиртовая промышленность, 1987, № 5, С 54-58.

31. Дудка И. А. Методы экспериментальной микологии: справочник/ И. А. Дудка, С.П. Вассер, И. А. Элланская и др. - Изд-во «Наукова думка», 1982. -550с.

32. Баснакьян И.А. Стресс у бактерий. — М.: Медицина, 2003.— 1366с.

33. Архипов, М. Ю. Разработка комбинированной системы перемешивания для культивирования аэробных мицелиальных микроорганизмов [Текст]: дис. ... к.т.н. / М.Ю. Архипов; Науч.рук. В.В.Бирюков. - М.: МГУИЭ, 2005. - 165 с.

34. Колмогоров А.Н. // Докл. Акад. Наук СССР. —1954. — Т. 98.- С.527.

35. Markl, H., Bronnenmeier, R. Mechanical stress and microbial production: Biotechnology. Fundamentals of biochemical engineering. V. 2. /Eds. H.J. Rehm, G. Reed, H. Brauer (Volume Ed.). — N.-Y.: McGraw Hill, 1985. — Chapter 18. — P.369—392.

36. Кафаров В.В., Винаров А.Ю., Гордеев Л.С. Моделирование и системный анализ биохимических производств. — М.:Лесн..пром-ть,,1985.—2800с.

37. Меньшутина Н.В., Гусева Е.В., Нижегородова Т.А., Будран Ж. Стресс микроорганизмов в мембранных биореакторах под влиянием перемешивания. 7-я Конф. Молодых ученых «Биология — наука XXI века». — Пущино, Россия,,2003.. —С..119.

38. Тишин, О. А. Определение условий предварительной смешанности в аппаратах с мешалками / О. А. Тишин, И. Н. Дорохов // Журнал прикладной химии. - 2002. - Т. 75. —№ 11.-С. 1877-1880.

39. Тишин, О. А. Определение условий обеспечивающих в аппаратах с мешалками распределение времени пребывания, соответствующее модели идеального перемешивания / О. А. Тишин, И. Н. Дорохов, А. Ф. Качегин // Известия вузов. Химия и химическая технология. - 2002. -С. 70-73.

40. Тишин, О. А. Выбор числа оборотов перемешивающего устройства в реакторе с мешалкой / О. А. Тишин,
41. А. В. Девкин // Известия ВолгГТУ: межвуз. сб. науч. ст. / ВолгГТУ. - Волгоград, 2010. - № 16 (61). - С. 89-92.
42. Основи фармацевтичної біотехнології: Учбова допомога / Т. П. Пріщеп, В. С. Чучалін, К. Л. Зайков, Л. К. Міхальова. - Ростов-на-Дону.: Фенікс; Томськ: Видавництво НТЛ, 2006.
43. ГОСТ 9931-85. Корпуса цилиндрические стальных сварных сосудов и аппаратов. Типы, основные параметры и размеры (с Изменением N 1)

Додаток А

Опис технологічного процесу виробництва інсуліну

Виробництво рекомбінантних інсулінів на основі *Escherichia coli* складається з однієї технологічної лінії, апаратурно-технологічна схема якої наведена на рис.1.

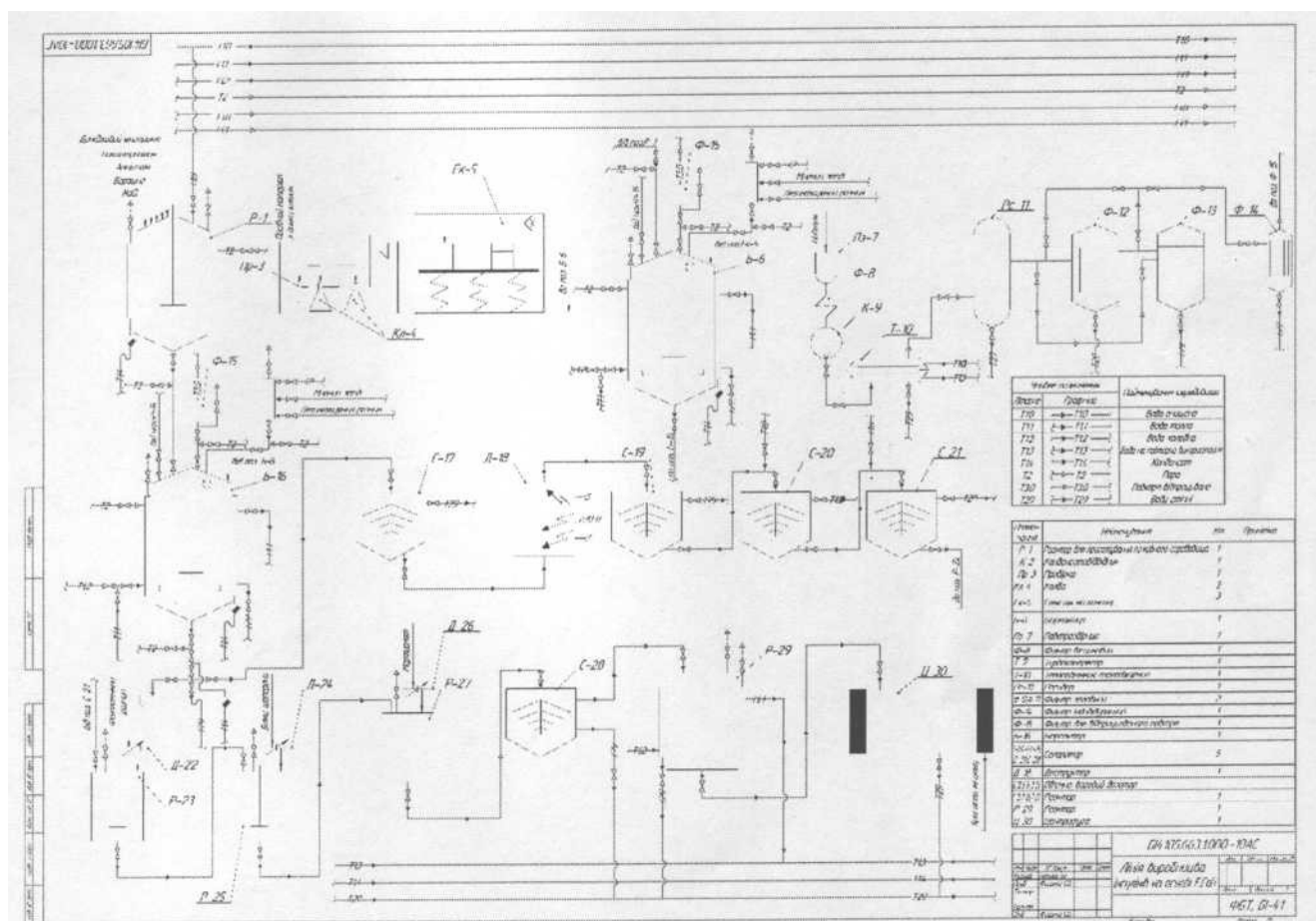


Рисунок 1 - Апаратурна схема виробництва інсуліну

ДР 1 Підготовка поживного середовища

Через штуцер реактора Р-1 відбувається заповнення водою знесоленою. Сипучі компоненти поживного середовища (борошно, бактотриптон, дріжджовий екстракт, NaCl, ампіцилін) подаються через завантажувальний люк на кришці реактора Р-1. Після заповнення вмикається мішалка і відбувається процес перемішування. Для стерилізації передбачено введення пари у сорочку реактора для нагрівання і витримування поживного середовища при температурі 120 °С протягом 20 хвилин. Після стерилізації

поживне середовище самоплином подається до біореактора Б-16 де охолоджується до температури 37°C.

ДР 2 Підготовка посівного матеріалу

ДР 2.1 Відновлення музейної культури

Музейну культуру з банку клітин, засівають на пробірках Пр-3 з агаризованим поживним середовищем. Культивування відбувається протягом 24 годин у термостаті за температури $37 \pm 0,5$ °C.

ДР 2.2 Культивування в колбах

З пробірок посівний матеріал пересівається в колби Кл-4 з рідким поживним середовищем. Культивування триває 24 години в термостаті при температурі $37 \pm 0,5$ °C.

ДР 2.3 Культивування на качалках

Наступним етапом культивування є вирощування посівного матеріалу в колбах на качалках Єк-5, що створюють оптимальні умови культивування за рахунок механічного введення енергії та підтримки постійної температури $37 \pm 0,5$ °C протягом усього культивування.

ДР 3 Підготовка технологічного повітря

Повітря, яке забирається з атмосфери проходить через трубу повітрозбірника Пз-7 і для попереднього очищення подається на фільтр попередньої очистки Ф-8.

На першому етапі повітря проходить очищення на фільтрі Ф-8, що заряджений тканиною ФРНК-ПП (продуктивність - 1540 м /год, площа робочого перерізу - 0,22 м.). Заміну тканин проводять за перепаду тиску більше, ніж 45 мм. вод. ст. за показником рідинного манометра.

За допомогою турбокомпресора К-9 повітря направляється до теплообмінника. Кондиціювання повітря здійснюється за допомогою теплообмінника Т-10, що охолоджує повітря після компресору до температури не більше 40 °C

Для накопичення і вирівнювання тиску в мережі використовується ресивер Рс-11.

В головних фільтрах Ф-12, Ф-13 відбувається стадія грубої очистки повітря. Ефективність очистки повітря в головних фільтрах від часток діаметром 1-1.15 мкм, тобто бактеріальних забруднень повітря, досягає 98%. В якості фільтруючого матеріалу використовується волокнисті матеріали.

Для тонкої очистки повітря використовуються індивідуальний фільтр Ф- 14, який встановлюються перед біореактором і забезпечує очистку повітря від часток діаметром 0,3 мкм з ефективністю 99,999%. В якості фільтруючої перегородки використовується тонковолокнистий фільтрувальний матеріал, особливістю якого є можливість періодичної стерилізації гострим паром разом з усім обладнанням технологічної лінії.

ТП 4 Культивування у біореакторі

Поживне середовище з реактору Р-1 самоплином подається у біореактор Б-16. Для попередження ушкодження клітин під час культивування гаряче поживне середовище охолоджується за рахунок води, що подається в сорочку. З колб Єк-5 у біореактор вноситься посівний матеріал через люк у полум'ї пальника. Для забезпечення гомогенізації середовища апарат оснащений перемішуючим пристроєм з магнітним приводом. Аерування здійснюється шляхом подачі стерильного повітря через барботер з розрахунку 1 м повітря на 1 м середовища на годину. Культивування відбувається протягом 12 годин при температурі $37 \pm 0,5$ °C. Температура у біореакторі підтримується сталою за рахунок подачі суміші холодної і гарячої води в сорочку, її параметри визначається датчиком встановленим в апараті. У процесі культивування з апарату відбираються проби. Після закінчення процесу, культуральна рідина подається на стадії виділення цільового продукту.

ТП 5 Відділення клітин

Для в відділення клітин Е.сої культуральна рідина подається на тарілчастий сепаратор С-17. Надосадкова рідина знешкоджується

автоклавуванням та зливається в каналізацію, а біомаса передається на наступну стадію.

ТП 6 Руйнування клітин

Для відокремлення тілець включення, що знаходяться в середині клітини необхідно зруйнувати її оболонку, для цього використовується ультразвуковий дезінтегратор Д-18

ТП 7 Відділення тілець включення

Відділення тілець включення відбувається в батареї тарілчастих сепараторів С-19 - С-21. Для багатостадійного сепарування при переході між стадіями до осаду додається вода знесолена. Надосадкова вода передається на знешкодження, а осад передається на наступну стадію.

ТП 8 Промивка тілець включення

Осад направляється до реактора Р-23 для промивки. Через об'ємно-ваговий дозатор Д-22 подається фізіологічний розчин. Для інтенсифікації процесу промивки реактор оснащений мішалкою.

ТП 9 Фолдинг білків

Для забезпечення необхідної третинної структури білку необхідно провести фолдинг. У реактор Р-25 передається рідина з реактору Р-23, через об'ємно-ваговий дозатор Д-24 завантажуються білки-шаперони. Процес формування структури білка відбувається протягом 20 хвилин при інтенсивному перемішуванні.

ТП 10 Осадження баластних білків

Рідина з реактора Р-25 направляється в реактор Р-27 де відбувається осадження не цільових білків, для чого в реактор заливається мертиолят, визначена кількість якого відміряється дозатором Д-26.

ТП 11 Відділення баластних

Відділення баластних білків відбувається в тарілчастому сепараторі С-28. Рідина, що містить інсулін направляється на кристалізацію, а осад направляють на знешкодження.

ТП 12 Кристалізація інсуліну

Процес кристалізації проводять в реакторі Р-29, в який подається надосадкова рідина з сепаратору С-28. У сорочку реактора подається холодна вода, яка охолоджує розчин до температури $+5 - +8^{\circ}\text{C}$, у наслідок чого формуються кристали інсуліну.

ТП 13 Відділення кристалів інсуліну

Суспензія з реактора Р-29 направляється на відстійну центрифугу, де відбувається процес осадження кристалів інсуліну. Кристали відправляються на висушування, а рідина утилізується.

ТП 14 Висушування інсуліну, проходить в сушарці псевдозрідженого шару.

ПМВ 15 Розфасування та пакування інсуліну проводиться в пакети об'ємом 1кг а потім запаюються під аргоном.

ЗВ 16 Знешкодження відходів та викидів

ЗВ 16.1 Очистка відпрацьованого повітря Очистка відпрацьованого повітря, що виходить з біореактора здійснюється на вологозахищених і термостійких фільтрах "PALL" Ф-15. В системі очистки міститься два фільтри, з яких один регенерується, а другий працює, що забезпечує безперервну роботу.

Додаток Б

 Державне підприємство "Український інститут інтелектуальної власності" (УКРПАТЕНТ)
(01601 м. Київ-42, вул. Глибочицька 1)

Розписка про одержання заявки на корисну модель
 Вх. №101080 Дата одержання 25.06.2019 16:57:30

Номер заявки и 2019 07093 (в подальшому обов'язково посилається на цей номер)

Заявник Петрик Ігор Олександрович

Назва корисної моделі ТУРБІННИЙ ПЕРЕМІШУЮЧИЙ ПРИСТРІЙ




Адреса для листування Петрик Ігор Олександрович, вул. Грушевського, 3а, кв. 3, м. Бровари, 07401

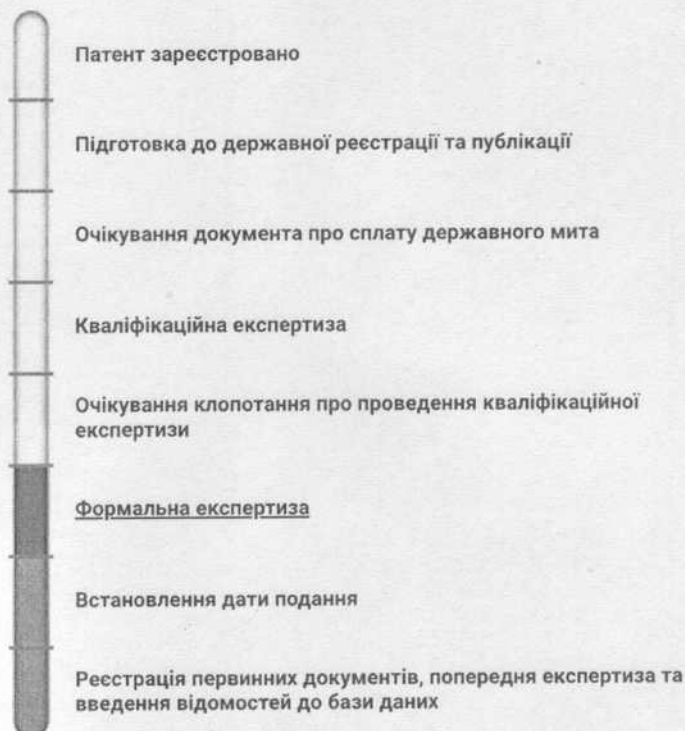
Подані матеріали
 19/ЗУ/Вх№44730 Заява про видачу патенту на винахід (КМ)
 19/ЗУ/Вх№44733 Формула винаходу (КМ) (арк. - 1, прим. - 3)
 19/ЗУ/Вх№44731 Опис винаходу (КМ) (арк. - 3, прим. - 3)
 19/ЗУ/Вх№44732 Реферат (арк. - 1, прим. - 3)
 19/ЗУ/Вх№44734 Креслення (арк. - 1, прим. - 3)



Прийняв(ла) _____ Якименко М.Г.

СТАН ДІЛОВОДСТВА ЗА ЗАЯВКОЮ НА ВИНАХІД (КОРИСНУ МОДЕЛЬ) № u201907093**ПОЗНАЧЕННЯ**







| | |
|---|---|
|  | Успішно пройдена стадія |
|  | Поточна стадія |
|  | Стадія, що не використовується у діловодстві за заявкою |

**ДОКУМЕНТИ ЗАЯВНИКА**

| Дата реєстрації | Дата відправки | Дата отримання | Назва документа | Ресстр-ний № |
|-----------------|----------------|----------------|---|----------------|
| 01.11.2019 | | | Квитанція | 19/ЗУ/Вх№68482 |
| 01.11.2019 | | | Квитанція | 19/ЗУ/Вх№68481 |
| 25.06.2019 | | | Заява на видачу патенту на винахід (КМ) | 19/ЗУ/Вх№44730 |
| 25.06.2019 | | | Креслення | 19/ЗУ/Вх№44734 |
| 25.06.2019 | | | Формула винаходу (КМ) | 19/ЗУ/Вх№44733 |
| 25.06.2019 | | | Реферат | 19/ЗУ/Вх№44732 |
| 25.06.2019 | | | Опис винаходу (КМ) | 19/ЗУ/Вх№44731 |

ДОКУМЕНТИ УКРПАТЕНТУ

Для завантаження оригіналу документу та ЕЦП, використовуйте в якості коду 10 останніх цифр штрихкоду на документі

| Дата реєстрації | Дата відправки | Дата отримання | Назва документа | Ресстр-ний № |  |
|-----------------|----------------|----------------|--|--------------|---|
| 26.11.2019 | 03.12.2019 | 12.12.2019 | Попередній висновок (запит) формальної експертизи | 27733/ЗУ/19 |  |
| 05.11.2019 | 12.11.2019 | | Повідомлення про продовження строку за заявкою на винахід (корисну модель) | 26257/ЗУ/19 |  |
| 05.11.2019 | 12.11.2019 | | Рішення про встановлення дати подання заявки на винахід (корисну модель) | 26260/ЗУ/19 |  |
| 10.09.2019 | 12.09.2019 | 24.09.2019 | Повідомлення щодо сплати збору за подання заявки на винахід (корисну модель) | 22567/ЗУ/19 |  |
| 17.07.2019 | 23.07.2019 | | Повідомлення щодо встановлення дати подання заявки на винахід (корисну модель) | 17907/ЗУ/19 |  |

ЗБОРИ

| Код збору | Початок очікування | Планова дата отримання | Фактична дата отримання | Назва документа |
|-----------|----------------------|------------------------|--------------------------------|--|
| 10100 | 25.06.2019 | 01.11.2019 | 01.11.2019 | За подання заявки (міжнародної заявки) на винахід (корисну модель), формула якого містить не більш як 3 пункти |
| | UAH 480.00/480.00 | 480.00 UAH | № @2PL418884 від 01.11.2019 | Платіжне доручення |
| 10200 | 05.11.2019 | 05.11.2019 | 01.11.2019 | За подання клопотання про продовження строку надходження документа про сплату збору за подання заявки (міжнародної заявки) на винахід (корисну модель) на кожний повний чи неповний місяць |
| | UAH 160.00/160.00 | 160.00 UAH | № @2PL418851 від 01.11.2019 | Платіжне доручення |

ДЕРЖАВНЕ МИТО

| Код збору | Фактична дата отримання | Назва документа |
|------------------|-------------------------|-----------------|
| Документів немає | | |

0.279933929443 сек